



TUGAS AKHIR TK 145501

PABRIK ASETALDEHIDA DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETANOL

SISKA MAYANGSARI
NRP. 2312 030 023

FIQIE ZULFIKAR APRIANSYAH
NRP. 2312 030 047

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M. Pd.

PROGRAM STUDI D III TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015



TUGAS AKHIR TK 145501

PABRIK ASETALDEHIDA DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETANOL

SISKA MAYANGSARI
NRP. 2312 030 023

FIQIE ZULFIKAR APRIANSYAH
NRP. 2312 030 047

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M. Pd.

PROGRAM STUDI D III TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015



TUGAS AKHIR TK 145501

PABRIK ASETALDEHIDA DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETANOL

Siska Mayangsari
NRP. 2312 030 023

Fiqie Zulfikar Apriansyah
NRP. 2311 030 047

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M. Pd.

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015**



FINAL PROJECT TK 145501

ACETALDEHYDE PLANT BY DEHYDROGENATION OF ETHANOL PROCESS

Siska Mayangsari
NRP. 2312 030 023

Fiqie Zulfikar Apriansyah
NRP. 2311 030 047

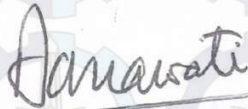
Lecturer
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M. Pd.

**DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2015**

**LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK *PULP* DARI TANDAN KOSONG
KELAPA SAWIT (TKKS) DENGAN
PROSES *ACETOCELL***

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing



Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P., M.Pd

NIP. 19510729 198603 2 001

Mengetahui,

**Ketua Program Studi
D III Teknik Kimia FTI-ITS**


Ir. Budi Setiawan, M.T.

NIP. 19540220 198701 1 001

**Koordinator Tugas Akhir
D III Teknik Kimia FTI-ITS**


Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.

NIP. 2300201308002

LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 15 Juni 2015, untuk tugas akhir dengan judul “*Pabrik Pulp dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dengan Proses Acetocell*”, yang disusun oleh :

Sinta Nuclea

(2312 030 057)

Dwi Kurnia Hariandini

(2312 030 101)

**Mengetahui/menyetujui
Dosen Penguji**



r. Elly Agustiani, M. Eng

IP. 19580819 198503 2 003



Nurlaili Humaidah, ST. MT

NIP. 2300 201 30 8001

Mengetahui,

Coordinator Tugas Akhir

Dosen Pembimbing



d Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.

NIP. 2300201308002



Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.P.

NIP. 19510729 198603 2 001

Pabrik Asetaldehida Dengan Proses Dehidrogenasi Etanol

Name : 1. Siska Mayangsari 2312 030 023
2. Fiqie Zulfikar Apriansyah 2312 030 047
Program Studi : D3 Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P., M. Pd.

ABSTRAK

Pabrik asetaldehida dirancang dengan kapasitas 75.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah etanol. Pabrik ini direncanakan didirikan di daerah Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah pada tahun 2017. Asetaldehida banyak digunakan di industri kimia, yaitu sebagai bahan intermediate untuk menghasilkan bahan kimia yang lain, seperti bahan baku pembuatan asam asetat, n-butanol, 2-hexyl etanol, pentaerythritol, trimethylpropane, pyridine, piretic acid, crotonaldehyde, asetat anhidrat, chloral, 1,3-buthylene glycol, asam laktat.

Asetaldehida dibuat dari proses dehidrogenasi etanol dengan katalis Cu-Cr pada kisaran suhu 330°C dengan tekanan 6,4 atm dalam Reaktor Fixed Bed Multitube kondisi non isothermal dan non adiabatik. Reaksi berlangsung secara endotermis sehingga diperlukan pemanas dowtherm A. Bahan baku yang dibutuhkan adalah etanol 94% sebanyak 87984 ton/tahun. Gas keluar reaktor diserap dengan penyerap air dalam absorber yang kemudian asetaldehida dimurnikan dalam kolom distilasi, sehingga diperoleh asetaldehida dengan kemurnian 99% berat.

Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari/tahun dengan basis 24 jam/hari. Kebutuhan utilitas meliputi air sanitasi sebanyak 90 m³/hari, make up air pendingin sebanyak 40196,38 m³/hari, make up air umpan boiler sebanyak 433008,09 m³/hari, air proses sebanyak 4924,6 m³/hari.

Kata kunci : Asetaldehida, Dehidrogenasi, Etanol

Acetaldehyde Plant by Dehydrogenation of Ethanol Process

Name : 1. Siska Mayangsari 2312 030 023
2. Fiqie Zulfikar Apriansyah 2312 030 047
Department : Diploma of Chemical Engineering FTI-ITS
Lecturer : Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P., M. Pd.

ABSTRACT

Acetaldehyde plant is designed with a production capacity of 75,000 tons/year. The raw material used is ethanol. The plant is being to set up in Gondangrejo, Karanganyar, Central Java in 2017. Acetaldehyde is widely used in the chemical industry, as an intermediate material to produce other chemicals, such as raw material for acetic acid, n-butanol, 2-hexyl ethanol, pentaerythrytol, trimethylpropane, pyridine, phthalic acid, crotonaldehyde, acetic anhydride, chloral, 1,3-buthylene glycol and lactic acid.

Acetaldehyde made from ethanol dehydrogenation process with the help of Cu-Cr catalyst at 330°C, 6.4 atm pressure in Fixed Bed Reactor Multitube in non-isothermal and non-adiabatic condition. The reaction is endothermic so that the required heating medium is dowertherm A. The raw material required is 94% ethanol of 87,984 tons/year. Outlet gas of the reactor absorbed by water absorbent in the absorber, then the acetaldehyde is purified in a distillation column, in order to obtain acetaldehyde with a purity of 99% by weight.

The plant is set to operate continuous for 300 day / year on the basis of 24 hours/day. Utilities include water sanitation needs 90 m³/day, cooling water make up 40196.38 m³/day, boiler feed water make up 433008.09 m³/day and process water 4924.6 m³/day.

Key words : Acetaldehyde, Dehydrogenation, Ethanol

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT atas berkat dan rahmat – Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul :

"PABRIK ASETALDEHIDA DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETANOL"

Laporan tugas akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Ahli Madya (Amd) di Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS. Pada kesempatan kali ini atas segala bantuannya dalam pengerjaan laporan tugas akhir ini, kami mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Ir. Budi Setiawan, M.T. selaku Ketua Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
2. Bapak Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T. selaku koordinator Tugas Akhir Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
3. Ibu Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P., M. Pd. selaku dosen pembimbing kami
4. Bapak Ir. Imam Syafril, M. T. dan Bapak Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T. selaku dosen penguji.
5. Seluruh dosen dan karyawan Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
6. Kedua orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan moral dan materiil.
7. Rekan – rekan seperjuangan angkatan 2012 serta angkatan 2013 dan angkatan 2014.
8. Teman dan sahabat yang telah memberikan dukungan selama ini.

Surabaya, Juni 2015

Penyusun

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK	ii
ABSTRACT	iii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL	vii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1. Latar Belakang	I-1
I.2. Dasar teori	I-8
I.3. Kegunaan.....	I-9
I.4. Sifat Fisika dan Kimia	I-10
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1. Macam Proses	II-1
II.2. Seleksi Proses	II-9
II.3. Uraian Proses Terpilih	II-10
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA ENERGI	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	VI-1
VI.1. Ar.....	VI-1
VI.2. Steam	VI-7
VI.3. Instalasi Listrik	VI-7
VI.4. Bahan Bakar	VI-7
VI.5. Perhitungan kebutuhan air	VI-8
BAB VII K3	VII-1
VII.1. K3 secara umum.....	VII-1
VII.2. K3 pada pabrik Asetaldehida	VII-3
VII.3. K3 pada alat-alat pabrik	VII-14
BAB VIII INSTRUMENTASI	VIII-1
VIII.1. Instrumentasi secara Umum.....	VIII-1
VIII.2. Instrumentasi dalam Pabrik asetaldehida.....	VIII-3
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH	IX-1
IX.1. Sumber dan Penanganan Limbah Pabrik.....	IX-1

BAB X KESIMPULAN.....	X-1
DAFTAR NOTASI.....	viii
DAFTAR PUSTAKA.....	ix
LAMPIRAN	
1. APPENDIKS A	A-1
2. APPENDIKS B	B-1
3. APPENDIKS C.....	C-1

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data produksi, ekspor dan impor asetaldehida Indonesia)I-4
Tabel I.2	Data beberapa Pabrik asetaldehida di Amerika..I-4
Tabel II.1	Pemakaian Raw Material pada proses asetilen..II-4
Tabel II.2	Perbandingan Proses Pembuatan Asetaldehida..II-9
Tabel III.1	Neraca Massa Feed tank (F-111) III-1
Tabel III.2	Neraca Massa Vaporizer (V-113) III-2
Tabel III.3	Neraca Massa Reaktor (R-110) III-2
Tabel III.4	Neraca Massa Flash tank (H-210) III-3
Tabel III.5	Neraca Massa Absorber (D-220)..... III-4
Tabel III.6	Neraca Massa Distilasi (D-310) III-5
Tabel III.7	Neraca Massa Tangki Akumulator (F-312)..... III-6
Tabel III.8	Neraca Massa Reboiler (E-314) III-7
Tabel III.9	Neraca Massa Distilasi (D-320) III-8
Tabel III.10	Neraca Massa Akumulator (F-322)..... III-9
Tabel III.11	Neraca Massa Reboiler (E-324) III-10
Tabel III.12	Neraca Massa Distilasi (D-330) III-11
Tabel III.13	Neraca Massa Akumulator (F-332)..... III-12
Tabel III.14	Neraca Massa Reboiler (E-334) III-13
Tabel III.15	Neraca Massa Distilasi (D-340) III-14
Tabel III.16	Neraca Massa Akumulator (F-342)..... III-15
Tabel III.17	Neraca Massa Reboiler (E-344) III-16
Tabel IV.1	Neraca Panas Vaporizer (V-113) IV-1
Tabel IV.2	Neraca Panas Reaktor (R-110)..... IV-2
Tabel IV.3	Neraca Panas Cooler (E-211)..... IV-2
Tabel IV.4	Neraca Panas Cooler (E-212)..... IV-3
Tabel IV.5	Neraca Panas Flash tank (H-210)..... IV-4
Tabel IV.6	Neraca Panas Absorber (D-220) IV-5
Tabel IV.7	Neraca Panas Heater (E-213) IV-6
Tabel IV.8	Neraca Panas Distilasi (D-310) IV-7
Tabel IV.9	Neraca Panas Distilasi (D-320) IV-8
Tabel IV.10	Neraca Panas Distilasi (D-330) IV-9
Tabel IV.11	Neraca Panas Distilasi (D-340)..... IV-10

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Lokasi Pabrik asetaldehida.....	I-7
Gambar II.1	Proses Dehidrogenasi Etanol.....	II-3
Gambar II.2	Proses Hidrasi Asetilen dengan Proses German.....	II-5
Gambar II.3	Proses Hidrasi Asetilen dengan Proses Chisso.....	II-5
Gambar II.4	Proses Oksidasi dari hidrokarbon jenuh.....	II-6
Gambar II.5	Proses Oksidasi Etilen (<i>Wacker – Hoechst single step process</i>)	II-8
Gambar II.6	Proses Oksidasi Etilen (<i>Wacker – Hoechst single step process</i>)	II-8

DAFTAR NOTASI

No.	Notasi	Keterangan	Satuan
1.	ΔH	Enthalpi	Cal
2.	C_p	<i>Heat Capacities</i>	Cal/gr. °C
3.	m	Massa	Kg
4.	P	Tekanan	Atm
5.	H_v	<i>Saturated Liquid</i>	Cal/gr
6.	H_L	<i>Saturated Vapor</i>	Cal/gr
7.	T	Suhu	°C
8.	T_{ref}	Suhu Referensi	°C
9.	t	Waktu	Jam
10.	λ	Panas Laten	Cal/gr
11.	μ	Viskositas	Cp
12.	ρ	Densitas	Kg/m ³
13.	V	Volume	m ³
14.	D	Diameter	m
15.	H	Tinggi	m
16.	f	<i>Allowable Stress</i>	Psi
17.	A	Luas permukaan	m ²
18.	η	Effisiensi	%
19.	x	Fraksi	%
20.	P	Power	hp

BIODATA PENULIS

SISKA MAYANGSARI

(2312 030 023)



Penulis lahir di Kediri pada tanggal 17 Juli 1993. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di TK Perwanida Grogol Kediri, kemudian melanjutkan jenjang *study* nya di SDN I Grogol Kediri, SMPN I Grogol Kediri, SMAN 2 Kediri dan D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT Indocement Tunggul Prakarsa Tbk., Bogor. Organisasi yang diikuti selama kuliah adalah HIMA D3KKIM pada periode 2013-2015. Email : siskamayangsarri@yahoo.com

FIQIE ZULFIKAR APRIANSYAH

(2312 030 047)



Penulis lahir di Lamongan pada tanggal 6 April 1995. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di MI.Sirojul Athfal I Depok, SMPN 9 Depok, SMA Sejahtera Satu Depok dan D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PG.Semboro Jember. Email: fiqiezulfikara@gmail.com

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

I.1.1 Sejarah

Asetaldehida pertama kali dibuat oleh seorang ahli kimia bernama Scheele yang ditemukan pada tahun 1774 dengan proses dehydrogenasi dari ethyl alkohol dan yang diakui pembuatannya sebagai senyawa baru pada tahun 1800 oleh Foureroy dan Vauguelin. Liebig meyakinkannya sebagai senyawa baru pada tahun 1835 yang dinamakan “aldehyde”. Liebig memberikan nama pada senyawa ini yang berasal dari bahasa latin yang diterjemahkan sebagai alkohol dan dehydrogenasi. Pembentukan asetaldehida dengan penambahan air pada asetilen merupakan hasil penelitian seorang ahli kimia Kutscherow pada tahun 1881. Asetaldehida pertama kali diperdagangkan sebagai senyawa yang sangat mahal selama perang dunia pertama yang merupakan bahan baku pada proses pembuatan aceton dari asam asetat (Othmer, 1967).

Proses pembuatan asetaldehida dengan bahan baku etil alkohol ini berlangsung hingga tahun 1960. Pada umumnya proses pembuatan asetaldehida dengan menggunakan etil alkohol digunakan di Amerika Serikat dan Negara-negara lainnya di benua Amerika. Sedangkan pembuatan asetaldehida secara komersial untuk negara-negara Eropa pada umumnya dengan menggunakan proses oksidasi pada etilen dan pada skala kecil dari senyawa hidrokarbon jenuh. Pembuatan dengan cara oksidasi etilen ini berlangsung sejak tahun 1960. Proses oksidasi langsung pada etilen merupakan prestasi di bidang teknologi dari hasil pertemuan pada “Consortium fur Elektrochemische Industrie” merupakan suatu kegiatan keteknikan di Negara Jerman dari organisasi Wacker Chemie pada tahun 1960. Proses oksidasi yang dilakukan oleh Wacker-Chemie dengan menggunakan oksidasi dua stage dan Farbwercke-Hoechst dengan menggunakan oksidasi single stage sehingga proses ini dikenal dengan proses



Wacke-Hoechst atau Wacker process. Sejak tahun 1960 pertama kalinya proses oksidasi etilen dikembangkan secara komersial dengan pendirian pabrik di Negara-negara Eropa. Pabrik yang dikomersilkan pertama kali adalah Celanese Chemical Co. sedangkan di Amerika Serikat berkembang sejak tahun 1962 (Mc.Ketta, 1976).

Asetaldehida sangat penting untuk industri petrokimia. Kegunaan utamanya adalah sebagai pembuatan asam asetat dan asetat anhidrat. Produksi asetaldehida mencapai puncaknya pada tahun 1970 dan menurun sejak saat itu. Teknologi yang baru dikomersilkan pada tahun 1970 untuk menghasilkan turunan pokok dari bahan baku yang murah dan permintaan untuk turunan yang kecil, dengan semua produk yang matang, tetap mendatar selama beberapa tahun (Gunardson, 1998).

I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Asetaldehida banyak dibutuhkan oleh negara – negara seperti Jerman, Perancis, Italia, Inggris, Jepang dan Amerika Serikat. Di Indonesia asetaldehida digunakan dalam pembuatan asam asetat, etil asetat, butil alkohol, aldol dan lain-lain. Kebutuhan akan asetaldehida di Indonesia masih di penuhi oleh import. Dengan didirikannya pabrik asetaldehida di Indonesia dapat terpenuhi, bahkan diharapkan mampu mengekspor asetaldehida ke negara–negara lain.

Kebutuhan produksi asetaldehida di Indonesia akan terus meningkat seiring dengan berkembangnya kegiatan perindustrian, perdagangan dan jasa, serta pertambahan penduduk di Indonesia. Semakin besarnya kebutuhan masyarakat terhadap suatu produk, akan berbanding lurus terhadap semakin meningkatnya pula kebutuhan suatu industri terhadap ketersediaan bahan bakunya. Untuk itulah pendirian pabrik asetaldehida ini diharapkan mampu memudahkan industri lainnya yang mempergunakan asetaldehida sebagai bahan baku atau bahan intermediet untuk memudahkan kegiatan produksinya. Asetaldehida (CH_3CHO) yang juga dikenal dengan nama Ethanal



adalah suatu senyawa kimia turunan dari aldehid yang merupakan produk antara yang bisa diperoleh pada respirasi tumbuhan tingkat tinggi, fermentasi alkohol, dekomposisi gula didalam tubuh, dan produk utama pada sebagian besar oksidasi hidrokarbon.

Asetaldehida merupakan bahan yang mempunyai kegunaan yang sangat luas dalam industri kimia. Produk ini digunakan dalam industri kimia sebagai bahan intermediet untuk menghasilkan bahan kimia yang lain, antara lain sebagai bahan baku pembuatan asam asetat, n-butanol, 2-hexyl etanol, pentaerythritol, trimethylolpropane, piridin, peric acid, cratonaldehid, asetat anhidrid, chloral, 1,3-buthilen glikol, asam laktat (Mc Ketta, 1976).

Dari kegunaannya terlihat bahwa asetaldehida merupakan senyawa yang penting dan selama ini kebutuhan asetaldehida harus dipenuhi melalui impor. Sehubungan dengan hal tersebut diatas, maka sangat tepat jika pemerintah mengambil kebijaksanaan yang bertujuan untuk mengurangi ketergantungan terhadap negara lain yaitu dengan membangun industri-industri yang dapat mengganti peran bahan impor. Dengan didirikannya pabrik asetaldehida ini diharapkan mampu memberikan keuntungan sebagai berikut:

- Menghemat sumber devisa negara karena dapat mengurangi ketergantungan impor.
- Membantu pabrik-pabrik di Indonesia yang memakai asetaldehida sebagai bahan bakunya, karena selain lebih murah juga kontinuitasnya lebih terjaga.
- Adanya proses alih teknologi karena produk yang diperoleh dengan teknologi modern membuktikan bahwa sarjana-sarjana Indonesia mampu menyerap teknologi modern sehingga tidak tergantung kepada negara lain.
- Membuka lapangan kerja baru.



I.1.3 Alasan Pemilihan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk membuat asetaldehida yaitu etanol yang diperoleh dari PT Indo Acidatama *Chemical Industry* Karanganyar, Jawa Tengah. PT. Indo Acidatama *Chemical Industry* diharapkan dapat memenuhi kebutuhan bahan baku untuk pabrik ini.

I.1.4 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pemilihan kapasitas pabrik didasarkan pada kebutuhan asetaldehida di Indonesia, tersedianya bahan baku, serta ketentuan kapasitas minimum. Proyeksi kebutuhan asetaldehida di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Data statistik di bawah menunjukkan produksi, ekspor dan impor asetaldehida di Indonesia.

Tabel I.1 Data produksi, ekspor dan impor asetaldehida Indonesia

Tahun	Produksi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
2007	-	-	17479
2008	1694820	290,843	72372
2009	1630000	268,32	3268
2010	1630000	184,239	20058
2011	3920091	804	81711

(Data : BPS, 2013)

Data pabrik penghasil asetaldehida di luar negeri disajikan pada Tabel I.4 berikut :

Tabel I.2 Data beberapa Pabrik asetaldehida di Amerika

Produsen	Lokasi	Kapasitas Propduksi (ton/tahun)
Celanese	Bay City, Texas	125000
	Bishop, Texas	120000



	Clear Lake City, Texas	250000
	Pampa, Texas	5000
Eastman	Longview, Texas	250000
Publicker	Philadelphia, Pennsylvania	35000
Union Carbide	West Virginia, Texas	325000
Lain-lain		10000
Total		1120000

(Mc. Ketta, 1976)

Dari **Tabel I.1** di atas dapat dilihat bahwa kebutuhan asetaldehida lebih besar di bandingkan dengan produksi asetaldehida yang sudah ada. Maka dari itu dapat disimpulkan bahwa permintaan asetaldehida akan sangat besar. Pabrik asetaldehida yang sudah ada di Indonesia adalah PT. Indo Acidatama *Chemical Industry* yang memproduksi asetaldehida sebesar 20000 ton/tahun.

Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian asetaldehida adalah kapasitas pabrik. Pabrik asetaldehida dengan bahan baku etanol ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2017, dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan impor, ekspor dan produksi.

$$\begin{aligned} & \text{Maka perkiraan kebutuhan asetaldehida pada tahun 2017} \\ &= [(\text{Produksi} + \text{Impor}) - \text{Ekspor}]_{2017} \\ &= (1.500.000 + 100.000) - 2.500 \\ &= 1.497.500 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Pabrik asetaldehida yang sudah ada di Indonesia yaitu PT Indo Acidatama dengan produksi asetaldehida sebesar 20.000 ton/tahun. Dengan asumsi adanya pabrik asetaldehida lain yang masih beroperasi dan jumlah bahan baku yang tersedia, maka kapasitas pabrik baru yang akan beroperasi adalah 5% dari total kebutuhan konsumsi asetaldehida di tahun 2017.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pabrik} &= 5 \% * 1.497.500 \text{ ton/tahun} \\ &= 74.875 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik yang ditentukan = 75.000 ton/tahun



Berdasarkan data diatas, diperkirakan kebutuhan asetaldehida akan terus meningkat pada tahun-tahun mendatang sejalan dengan berkembangnya industri yang menggunakan asetaldehida sebagai bahan baku. Pada tahun 2017 diperkirakan kebutuhan mencapai 250 ton/hari dengan masa kerja 300 hari.

1.1.5 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaran usaha. Kesalahan pemilihan lokasi pabrik dapat menyebabkan biaya produksi menjadi mahal sehingga tidak ekonomis. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku dan penunjang, daerah pemasaran, utilitas, sarana dan prasarana, iklim, tenaga kerja. Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik asetaldehida ini adalah di Kecamatan Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah. Pemilihan lokasi didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

Faktor Utama

- Sumber bahan baku
Pabrik asetaldehida ini akan didirikan di daerah Kecamatan Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah karena bahan baku etanol diperoleh dari PT Indo Acidatama *Chemical Industry* Karanganyar, Jawa Tengah.
- Daerah Pemasaran
Pabrik asetaldehida yang akan didirikan ini bertujuan untuk memenuhi permintaan dalam negeri dan untuk diekspor. Untuk pemasaran dalam negeri, pulau Jawa menjadi pangsa pasar yang utama, dipilihnya daerah Karanganyar dengan pertimbangan bahwa daerah ini sedang mengalami perkembangan dalam bidang industri sehingga diharapkan dapat memenuhi kebutuhan asetaldehida dan membuka kesempatan berdirinya



industri-industri lain yang menggunakan asetaldehida sebagai bahan baku. Tidak hanya itu kawasan industri di Jawa Timur yang saat ini sedang mengalami perkembangan dalam bidang industri sehingga diharapkan kebutuhan asetaldehida dapat tercukupi.

➤ **Utilitas**

Fasilitas utilitas meliputi penyediaan air, bahan bakar dan listrik. Karena terletak di kawasan industri, maka fasilitas ini cukup memadai.

Faktor Khusus

➤ **Sarana transportasi**

Pendirian pabrik ditempatkan di Kecamatan Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah dengan pertimbangan untuk mempermudah sarana transportasi. karena Kawasan industri Gondangrejo, Karanganyar memiliki infrastruktur yang cukup baik, berbatasan langsung dengan Kota Solo, Kabupaten Boyolali dan Sragen sehingga transportasi darat dan udara tidak akan mengalami kendala. Hal ini sangat dibutuhkan guna kelancaran suplai bahan baku dan pemasaran, sehingga suplai bahan baku dan pemasaran produk tidak mengalami kesulitan.

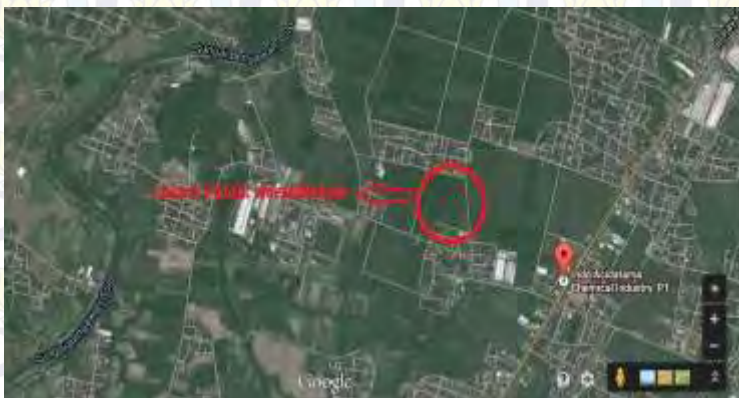
➤ **Iklim**

Karena merupakan kawasan industri, sehingga masalah yang menyangkut iklim seperti keadaan geografis, karakteristik lingkungan dan faktor sosial mudah diperhitungkan. Lahan yang cukup luas. Faktor ini berkaitan dengan rencana pengembangan lebih lanjut. Lahan yang luas memungkinkan adanya pengembangan lebih lanjut bila dari segi profitabilitas memungkinkan. Daerah Kecamatan Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah dan sekitarnya telah ditetapkan oleh pemerintah sebagai kawasan industri, sehingga cukup tersedia area yang luas dan memenuhi syarat.



➤ Tenaga kerja

Tenaga kerja sebagian besar dapat diambil dari penduduk sekitar karena lokasi yang berdekatan dengan pemukiman, sehingga selain memenuhi kebutuhan tenaga kerja juga membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitar pabrik.



Gambar I.1 Lokasi Pabrik asetaldehida

I.2 Dasar Teori

Asetaldehida yang ditetapkan oleh IUPAC dikenal dengan nama etanol dengan rumus kimia CH_3CHO . Asetaldehida merupakan senyawa intermediate (perantara) yang diperoleh dari pembuatan asam asetat, *acetic anhydride*, butil alkohol, *butiraldehyde*, *chloral*, *pyridine* dan turunan lainnya. Pembuatan asetaldehida ini dapat diperoleh dari proses hydrasi dari asetilen, oksidasi atau dehydrogenasi dari etanol dan oksidasi dari senyawa hydrocarbon jenuh atau etilen (Mc.Ketta, 1976).

Asetaldehida secara alamiah merupakan produk perantara dari hasil respirasi tanaman tingkat tinggi. Asetaldehida sebagian kecil terdapat dalam berbagai jenis buah ranum dengan berasa asam sebelum pemasakan. Kandungan aldehid sebagai bahan



yang volatil tercatat dalam chemical index pada pemasakan selama apel disimpan dalam ruangan pendingin. Asetaldehida juga merupakan produk perantara pada proses fermentasi alkohol, proses ini dengan segera membentuk alkohol. Proses fermentasi ini berlangsung pada pembuatan wine dan minuman beralkohol lainnya setelah terjadinya kontak dengan udara dengan rasa yang tidak enak. Aldehid biasanya bereaksi membentuk acetal dan etil asetat. Asetaldehida juga merupakan produk perantara dari pemecahan gula dalam tubuh dimana sebagian kecil terbentuk dalam darah karena pada prinsipnya asetaldehida merupakan produk beberapa senyawa hidrokarbon dengan proses oksidasi.

I.3 Kegunaan

- **Fungsi dan kegunaan**

Asetaldehida digunakan sebagai bahan pendukung pada produksi asam asetat, asetat anhidrat, asetat selulosa, resin vinil asetat, pentaerythritol, turunan pyridine sintetis, asam terephthalic dan asam parasetik. Kegunaan lain dari *asetaldehida* adalah : sebagai denaturan alkohol, pada pencampuran bahan bakar sebagai pengeras untuk gelatin, pada lem dan produk kasein sebagai pengawet untuk ikan dan buah, pada industri kertas.

Asetaldehida merupakan produk intermediate yang banyak digunakan untuk memproduksi produk turunannya antara lain :

1. Bahan baku pembuatan asam asetat
2. Bahan baku pembuatan n-butanol
3. Bahan baku pembuatan 2-hexyl ethanol
4. Bahan baku pembuatan pentaerythrytol
5. Bahan baku pembuatan trimethylolpropane
6. Bahan baku pembuatan pyridine
7. Bahan baku pembuatan pericetic Acid
8. Bahan baku pembuatan crotonaldehid
9. Bahan baku pembuatan asetat anhidrid



10. Bahan baku pembuatan chloral

11. Bahan baku pembuatan 1,3 butylene glikol

(Mc. Ketta, 1976)

I.4. Sifat-sifat fisika dan kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

I.4.1.1 Etanol

Sifat fisika dan kimia etanol

Rumus molekul : C_2H_5OH

Penampilan fisik : cair

Bau : agak tajam, cukup sedap, seperti wine

Rasa : tajam

Berat molekul : 46,07 g/mol

Warna : tidak berwarna (jernih)

pH (1% soln/water) : tidak diketahui

Titik didih : $78,5^{\circ}C$ ($173,3^{\circ}F$)

Titik lebur : $-114,1^{\circ}C$ ($-173,4^{\circ}F$)

Suhu kritis : $243^{\circ}C$ ($469,4^{\circ}F$)

Specific Gravity : 0,789 (air = 1)

Tekanan vapor : 5,7 kPa (@ $20^{\circ}C$)

Densitas vapor : 1,59 (Air = 1)

Volatilitas : tidak diketahui

Kapasitas panas (Cp) : 0,579 kJ/kg K

Viskositas pada $20^{\circ}C$: 1,17 N.s/m²

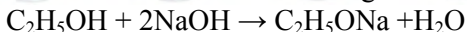
Dispersion Properties : lihat kelarutan didalam air, metanol, dietil eter, aseton.

Solubility : mudah larut dalam air dingin, air panas. Larut dalam methanol, dietil eter, aseton.

- Atom hidrogen dari hidroxy group dapat diganti dengan metal aktif membentuk methal ethoxide.



Misal reaksi antar alkohol dengan NaOH





- Beradisi dengan asetilen membentuk ethyl vinyl ether
Reaksi : $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + \text{HC}=\text{CH} \rightarrow \text{C}_2\text{H}_5\text{OCH}=\text{CH}_2$
- Bereaksi dengan asam organik dan asam anorganik membentuk ester
Reaksi : $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_5\text{OSO}_3\text{H} + \text{H}_2\text{O}$
(MSDS Etil alkohol, 2013)

I.4.2 Bahan Baku tambahan / pendukung

1.4.2.1 Katalis Cu-Cr

Sifat fisika dan kimia katalis Cu-Cr

Titik didih	: 2500 C (4532F)
Densitas	: 8,89 g/cm ³
Densitas vapor (udara = 1)	: tidak diketahui
volatilitas dari %berat	: tidak diketahui
penampilan	: padatan dengan warna tembaga
bau	: tidak berbau
titik leleh	: 1075 C (1967F)
Tekanan vapor	: 0 mmHg
Kelarutan di air	: tidak larut
Kecepatan evaporasi	: tidak volatile

(MSDS Cu-Cr, 2012)

1.4.2.2 Etilen glikol

Sifat fisika dan kimia etilen glikol

Rumus molekul	: HOCH ₂ CH ₂ OH
Penampilan fisik	: cair
Bau	: agak tajam
Rasa	: agak manis
Berat molekul	: 62,07 g/mol
Warna	: tidak berwarna (jernih)
pH (1% soln/water)	: tidak diketahui
Titik didih	: 197,6°C (387,7°F)
Titik lebur	: -13°C (8,6°F)
Specific Gravity	: 1,1
Densitas vapor	: 2,14
Volatilitas	: tidak diketahui



Dispersion Properties : larutan didalam air, aseton.
 Solubility : mudah larut dalam air dingin, air panas, larut dietil eter, asam asetat, aseton.
 (MSDS Etilen glikol, 2013)

I.4.3 Produk Utama

1.4.3.1 Asetaldehida

Sifat fisika dan kimia asetaldehida

Rumus molekul	: CH_3CHO
Berat molekul	: 44,052
Titik didih pada 760 mmHg	: $20,16^\circ\text{C}$
Titik lebur	: $-123,5^\circ\text{C}$
Densitas	: $0,778 \text{ gr/cm}^3$
Densitas vapor (udara = 1)	: 1,52
Viskositas	: 0,2237
Kapasitas panas cair	: $0,522 \text{ (cal/g. } ^\circ\text{C, } 0^\circ\text{C)}$
Kapasitas panas vapor	: $0,336 \text{ (cal/g. } ^\circ\text{C, } 25^\circ\text{C)}$
Panas peleburan	: $71129,552 \text{ kJ/kg}$
Panas penguapan	: $581588,692 \text{ kJ/kg}$
Panas laten peleburan	: $17,6 \text{ (cal/g)}$
Panas laten penguapan	: $139,5 \text{ (cal/g)}$
Suhu kritis	: $461,0 \text{ K}$
Tekanan kritis	: $63,2 \text{ atm}$
Flash point	: -58°C
Temperature penyalan di udara	: 165°C

(McKetta, 1976)

Asetaldehida adalah senyawa yang sangat reaktif, yang secara umum dipakai pada bidang manufaktur. Reaksi oksidasi, reduksi, kondensasi, polimerisasi dan adisi adalah contoh-contoh reaksi kereaktifannya.

- Oksidasi

Oksidasi asetaldehida fase cair dengan udara (oksigen) merupakan reaksi yang penting dalam



industri. Kebanyakan asam asetat banyak diproduksi melalui cairan ini. Reaksi oksidasi adalah reaksi rantai dimana asam perasetat dihasilkan dan kemudian bereaksi dengan asetaldehida untuk menghasilkan asam asetat melalui monoperasetat (AMP).

Reaksi :



- Reduksi

Reduksi terhadap gugus karbonil ($\text{C}=\text{O}$) menjadi alkohol mudah terjadi. Banyak jenis katalis yang mungkin digunakan, diantaranya platina dan asam kloroplatinat atau dari ammonium kloroplatinat, raney nikel, palladina.

- Reaksi Kondensasi

Larutan basa encer menyebabkan asetaldehida mengalami aldol kondensasi menjadi asetadol. Aldol kondensasi adalah reaksi yang sangat umum dan asetaldehida.

Reaksi :



Asetakiol adalah intermediat penting dalam pembuatan butiraldehid dan 1-3 butanol melalui asetaldehida dan juga dalam pembuatan 1,3-butanediol. Juga reaksi yang penting adalah aldol asetaldehida dengan formaldehid berlebihan yang merupakan bagian dari pembuatan pentarythritol $\text{C}(\text{CH}_2\text{OH})_4$ secara komersial.

- Polimerisasi

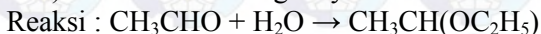
Sedikit asam mineral akan mengkatalisis polimerisasi aldehida menjadi glikol pada suhu ruang. Jika asetaldehida dititrasi dengan HCl kering



pada suhu rendah tetiamer, metasetaldehida atau metaldehid akan terbentuk. Kemudian akan berubah kembali menjadi asetaldehida dan paraldehid dengan membiarkannya pada 60-65°C selama beberapa hari. Peristiwa ini dinamakan depolimerisasi. Depolimerisasi akan sempurna dengan pemanasan pada tabung seal.

- **Reaksi Adisi**

Meskipun sedikit asetaldehida (kecuali cloral dan halogenased aldehyd yang lain) yang membentuk hidrat yang dapat diisolasi, suatu larutan encer asetaldehida mengandung hidrat asetaldehida (gem-diol) dalam keseimbangannya.



Dengan cara yang sama asetaldehida sedikit terbentuk dan reaksi dengan glikol dan dengan senyawa polihidrasi yang lain. Reaksi adisi merkaptal terhadap asetaldehida akan membentuk merkaptal $(\text{CH}_3\text{CHCSR})_2$ dimana suffat analog dengan asetal juga dibuat dengan mereaksikan asetaldehida, dengan alkohol pada fase uap tanpa katalis.

1.4.4 Produk Samping

1.4.4.1. Hidrogen

Sifat fisika dan kimia hidrogen

Penampilan : Gas

Warna : tidak berwarna

Rumus molekul : H_2

Berat molekul : 2,02 g/mol

Titik didih : -253°C (-423,4°F)

Titik lebur : -259,15°C (-434,5°F)

Suhu kritis : -240,15°C (-400,3°F)

Bau : tidak berbau

pH : tidak diketahui



Densitas gas : 0,00521 lb/ft³

Pada suhu kamar dan tekanan atmosferis, H₂ berbentuk gas.

- H₂ dapat digunakan untuk berbagai macam reaksi hidrogenasi dan reaksi – reaksi yang lain.

(MSDS Hidrogen, 2014)

1.4.4.2 Asam asetat

Sifat fisika dan kimia asam asetat

Sinonim	: asam asetat, asam asetat glasial
Rumus kimia	: C ₂ H ₄ O ₂
Keadaan fisik	: cair
Bau	: tajam, seperti cuka, asam
Rasa	: cuka, asam (kuat)
Berat molekul	: 60.05 g/mol
Warna	: tidak berwarna, encer
pH (1% soln/water)	: 2 [asam]
Titik didih	: 118.1°C (244.6°F)
Titiklebur	: 16.6°C (61.9°F)
Suhu kritis	: 321.67°C (611°F)
Specific Gravity	: 1.049 (Water = 1)
Tekanan vapor	: 1.5 kPa (@ 20°C)
Densitas vapor	: 2.07 (udara = 1)
Volatilitas	: tidak diketahui
Kelarutan	: Mudah larut dalam air dingin, air panas. Larut dalam dietil eter, aseton. Terlarut dengan Gliserol, alkohol, Benzene, Carbon tetrachloride. Hampir tidak larut dalam disulfida Karbon.

(MSDS Asam asetat, 2010)

1.4.4.3 Etil asetat

Sifat fisik dan kimia etil asetat

Sinonim	: Asam asetat, Ethyl Ester Acetic Ether
Nama kimia	: Etil asetat



Rumus kimia	: $C_4H_8O_2$
Penampilan fisik	: cair
Bau	: ringan, berbau seperti buah (sedikit
Rasa	: manis pahit, seperti <i>wine</i>
Berat molekul	: 88.11 g/mol
Warna	: tidak berwarna
pH (1% soln/water)	: tidak diketahui
Titik didih	: 77°C (170.6°F)
Titik leleh	: -83°C (-117.4°F)
Suhu kritis	: 250°C (482°F)
Specific Gravity	: 0.902 (air = 1)
Tekanan vapor	: 12.4 kPa (@ 20°C)
Densitas vapor	: 3.04 (Air = 1)
Volatilitas	: tidak diketahui
<i>Dispersion Properties</i>	: lihat kelarutan dalam air, dietil eter, aseton.
Kelarutan	: larut dalam air panas, air dingin dietil eter, aseton, alkohol.
	(MSDS Etil asetat, 2013)

1.4.4.4 Butanol

Sifat fisik dan kimia etil asetat

Nama kimia	: Etil asetat
Rumus kimia	: $CH_3(CH_2)_2CH_2OH$
Penampilan fisik	: cair
Berat molekul	: 74.12 g/mol
Warna	: tidak berwarna
pH (1% soln/water)	: tidak diketahui
Titik didih	: 117.7°C (243.9°F)
Titik leleh	: -89.5°C (-129.1°F)
Specific Gravity	: 0.81 (air = 1)
Tekanan vapor	: 0.6 kPa (@ 20°C)
Densitas vapor	: 2.55 (Air = 1)



Volatilitas
Dispersion Properties

: tidak diketahui
: lihat kelarutan dalam
air, methanol, diethyl
ether, n-octanol.

Kelarutan

: larut dalam methanol,
diethyl ether, sebagian
larut di air hangat, air
panas-m-octano
(MSDS Butanol, 2013)

BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses Pembuatan Asetaldehida

Ada empat proses utama dalam pembentukan asetaldehida pada skala industri, yaitu :

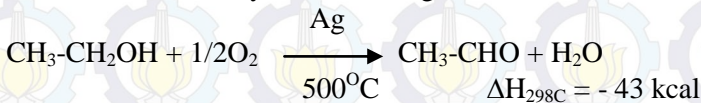
1. Proses etanol
2. Proses hidrasi asetilen
3. Proses oksidasi dari hidrokarbon jenuh
4. Proses oksidasi etilen

II.1.1 Proses Etanol

Ada dua proses pembuatan Asetaldehida dari etanol. Oksidasi dari etanol pada fase uap dan dehidrogenasi dari ethanol pada fase uap :

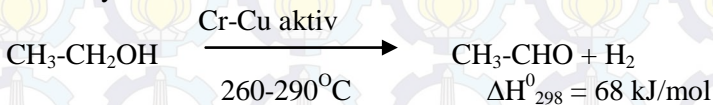
Oksidasi dari Etanol

Reaksi keseluruhannya adalah sebagai berikut :



Dehidrogenasi Etanol

Reaksinya adalah :



Deskripsi Proses

Proses pembuatan asetaldehida dengan dehidrogenasi dari etanol ditunjukkan pada **Gambar II.1** etanol menguap dan bereaksi dengan katalis kromium dan tembaga pada tekanan atmosfer dan pada suhu 270-290°C. Alkohol terkonversi 30-50% tergantung pada temperatur reaksi dan laju alir alkohol. *Recovery* dan pemurnian pada dasarnya sama seperti proses oksidasi etanol.



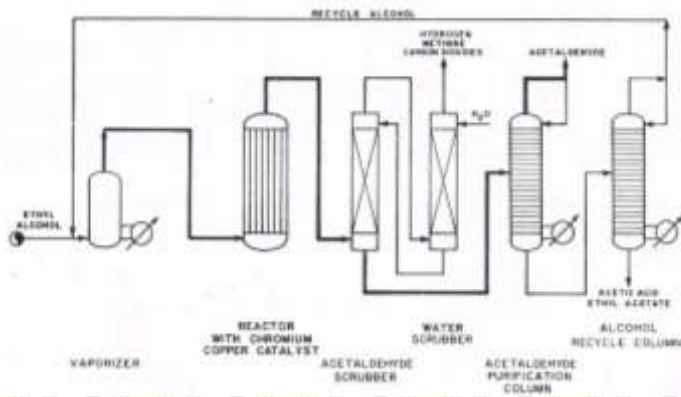
Gas produk reaktor pada kondisi dingin dan *discrub* dengan alkohol, dan gas keluar *discrub* dengan air dingin. Pada proses ini hidrogen diproduksi dari pembuatan asetaldehida. Oleh karena itu, udara mengandung banyak hidrogen dengan kandungan karbon dioksida dan metana yang kecil. Aliran produk samping yang kaya akan hidrogen sesuai dengan reaksi hidrogenasi dapat digunakan sebagai bahan bakar untuk mensuplai panas yang dibutuhkan selama reaksinya adalah endotermis. Asetaldehida *direcovery* pada *overhead* kolom distilasi dari residu *scrubber*, dan etanol yang tidak bereaksi *direcovery* pada *overhead* untuk *recycle* menuju reaktor pada kolom distilasi kedua. Pembuangan *liquid* dari distilasi akhir adalah air, asam asetat, dan etil asetat, yang dapat di *treatment* secara biologis.

Pemakaian material bahan baku

Yield etanol dari kedua proses sebesar 85-95% mol *yield*. Konsumsi alkohol dapat memproduksi 9091b/10001b asetaldehida. Katalis hidrogenasi dapat aktif dalam beberapa tahun tapi membutuhkan reaktifikasi secara berkala (Mc. Ketta, 1976).

Keperluan Utilitas

Energi terbesar yang diperlukan pada proses oksidasi untuk menguapkan etanol, menghasilkan *steam* dan pemanasan awal udara. *Recovery* panas dari reaksi *furnace* membutuhkan sebagian energi. Proses dehidrogenasi adalah reaksi endotermis. Tapi panas dapat dihasilkan dari pengolahan produk samping hydrogen (Mc. Ketta, 1976).



Gambar II.1 Proses dehidrogenasi etanol

II.1.2 Proses Hidrasi Asetilen

Reaksi hidrasi asetilen terjadi dari katalis asam sulfat dan merkuri sulfat yang mulai beroperasi dalam skala komersial selama lebih dari 50 tahun.



Flowsheet proses hidrasi asetilen ditunjukkan pada **Gambar II.2** Asetilen dengan kemurnian yang tinggi (97%) dan gas *recycle* yang mengandung sekitar 75% asetilen diumpankan dengan steam ke *rubber-lined vertical reactor* yang berisi katalis larutan garam merkuri (0,5–1% berat), asam sulfat (15–20% berat), ferro dan ferri (2–4% berat) dan air. Suhu dan tekanan dijaga pada 90–95°C dan 1–2 atm. Konversi asetilen per *pass* adalah 55%. Gas keluar reaktor didinginkan dan disrubb dengan air untuk *recovery* larutan asetaldehida (7–10% berat). Asetilen yang tidak bereaksi dikompresi dan dibersihkan dengan cara penyerapan dengan *scrubber column* sebelum *direcycle* ke reaktor. Pemurnian asetaldehida dilakukan dengan cara distilasi memisahkan crotonaldehida, asam asetat dan air, pada kolom terakhir dimana gas terlarut (asetilen, CO₂, dll) hilang, meninggalkan produk asetaldehida murni.



Modifikasi proses ini dikembangkan oleh proses *Chisso*. Dalam proses ini suhu proses lebih rendah dan tanpa menggunakan *recycle* asetilen. Proses ini menggunakan asam sulfat yang merupakan komponen aktif dan korosif, sehingga ketahanan alat terhadap korosi harus diperhatikan. Merkuri selain harganya mahal juga komponennya beracun oleh karena itu penanganan masalah dan pengaruhnya terhadap bahaya keracunan tidak boleh diabaikan, juga penanganan terhadap asetilen yang mempunyai relatifitas tinggi (Mc. Ketta, 1976).

Pemakaian Raw Material

Syarat raw material untuk asetilen menjadi asetaldehida ditunjukkan pada **Tabel II.1**

Tabel II.1 Pemakaian Raw Material pada proses asetilen

Komponen	Konsumsi (lb/1000 lb) asetaldehida	
	German	Chisso
Asetilen	630	620
Mercury	1	0,6 – 1,0
Sulfuric acid (100%)	5 – 10	25
Ferric sulfate	4 – 9	-

(Mc. Ketta, 1976).

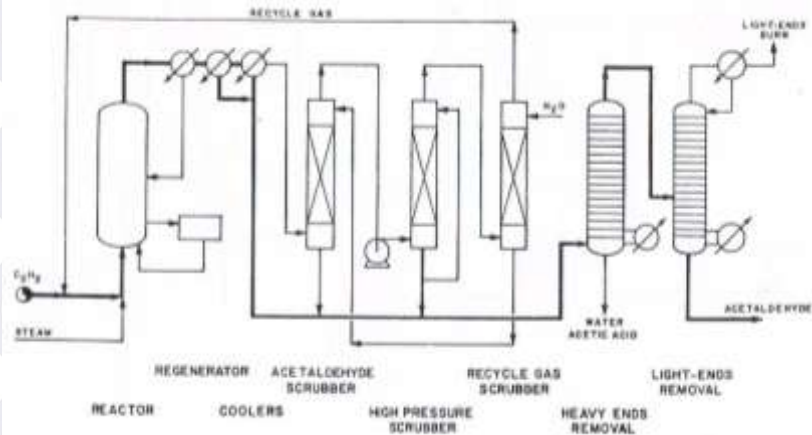
Reaktor bersuhu rendah pada proses *Chisso* menghasilkan lebih sedikit pembentukan produk samping meskipun konsentrasi asetaldehida pada reaktor cukup tinggi, serta *losses* dari asetilen pada proses *Chisso* rendah sedikit perlakuan dari gas ini (tidak ada yang *direcycle*) (Mc. Ketta, 1976).

Pembentukan produk samping

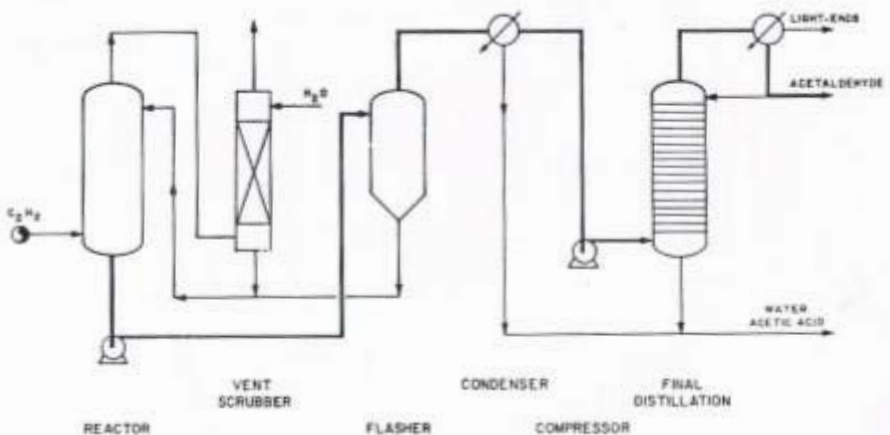
Produk utama dari reaksi samping adalah asam asetat, diasetil dan crotonaldehida. Reaksi pada suhu tinggi akan meningkatkan *yield* dari produk samping. Pada proses *Chisso*, *yield* asam asetat sekitar 0,5% dan *yield* crotonaldehida serta produk kondensasi



aldol lainnya dibawah 1%. *Yield* produk samping lebih tinggi pada proses *German* (Mc. Ketta, 1976).



Gambar II.2 Proses hidrasi asetilen dengan proses german

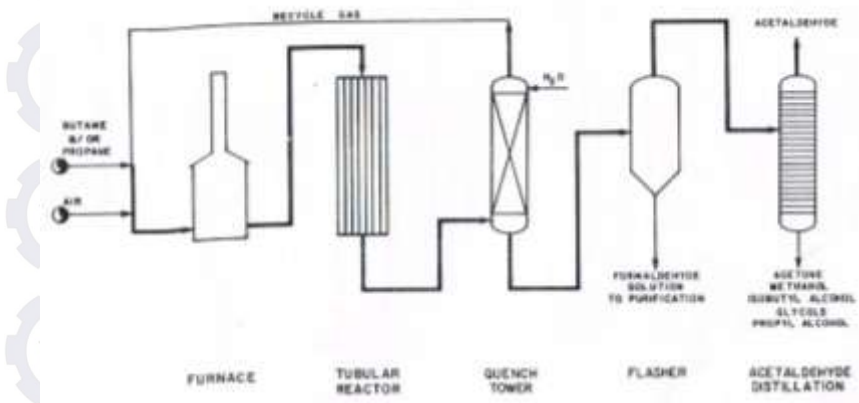


Gambar II.3 Proses hidrasi asetilen dengan proses chisso



II.1.3 Proses Oksidasi dari Hidrokarbon Jenuh

Pada proses ini, umpan hidrokarbon dicampur dengan udara yang dikompresi dan gas *recycle* yang mengandung parafin yang tidak bereaksi. Gas *recycle* tersebut mengandung CO, CO₂ dan N₂ dengan rasio volumetrik 1 : 2 : 7. Campuran dipanaskan pada suhu 370°C dan tekanan 0.7x10⁶ Pa absolut dan dioksidasi pada suhu 450°C. Setelah dekomposisi dari pembentukan peroksida dalam kolom yang mengandung *packing* keramik, gas panas keluar dari reaktor oksidasi di*quenched* dengan cairan formaldehida dingin dengan 12–14% berat, dan kemudian dibersihkan dengan air. Hidrokarbon yang tidak bereaksi dipisahkan dan *direcycle*.



Gambar II.4 Proses oksidasi dari hidrokarbon jenuh

II.1.4 Proses Oksidasi Etilen (*Wacker – Hoechst Processes*)

Ada dua variasi yang ditawarkan pada proses ini, yaitu : Tahap tunggal dengan penggunaan oksigen, dengan *recycle* dari reaktan yang tidak terkonversi. Dua tahap dengan penggunaan udara, tanpa *recycle*.



Wacker – Hoechst single step process

Pada proses ini, etilen dengan kemurnian yang tinggi (98% volum) dan oksigen (99,5% volum), dicampur dengan steam, berlangsung pada reaktor titanium dengan ketinggian lebih dari 20m. Konversi berlangsung pada tekanan $0.3\text{--}0.5 \times 10^6$ Pa absolut dan suhu sekitar $120\text{--}130^\circ\text{C}$.

Steam keluar dari bagian atas reaktor melalui separator yang terkondensasi secara terpisah. Fasa *liquid* yang *direcovery* *direcycle*. Gas yang tersisa diteruskan ke menara *quenching* dengan suhu yang kurang dari $125\text{--}500^\circ\text{C}$, kemudian masuk ke kolom air pembersih untuk *merecover* asetaldehida yang ikut dalam gas buangan. Gas ini kaya akan etilen yang tidak terkonversi, lalu dikompresi dan dikembalikan ke zona reaksi. Pada bagian atas reaktor diperoleh asetaldehida dengan kemurnian 99,7 – 99,9% berat.

Pada proses ini konversi yang diperoleh yaitu 25–30% dan total *yield* sekitar 94% mol umpan dan 90% mol oksigen (Mc. Ketta, 1976).

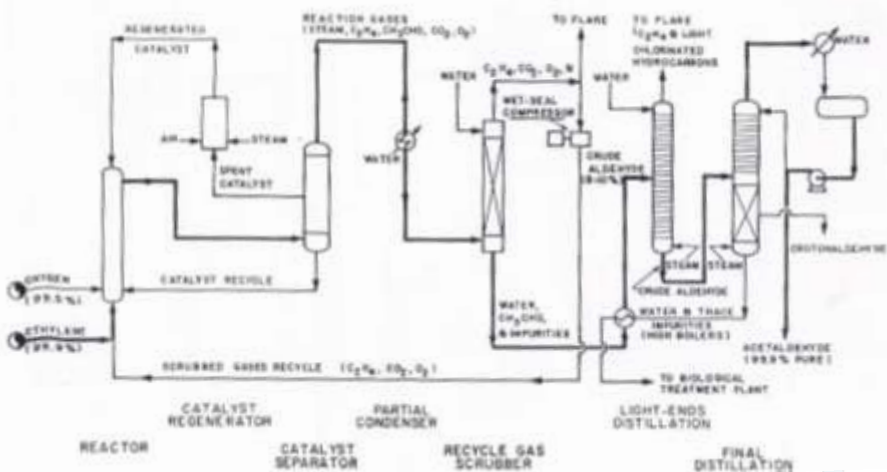
Wacker – Hoechst two – step process

Proses ini memiliki keuntungan dengan mampu dioperasikan dengan kemurnian etilen yang lebih rendah (95% volum) dan udara.

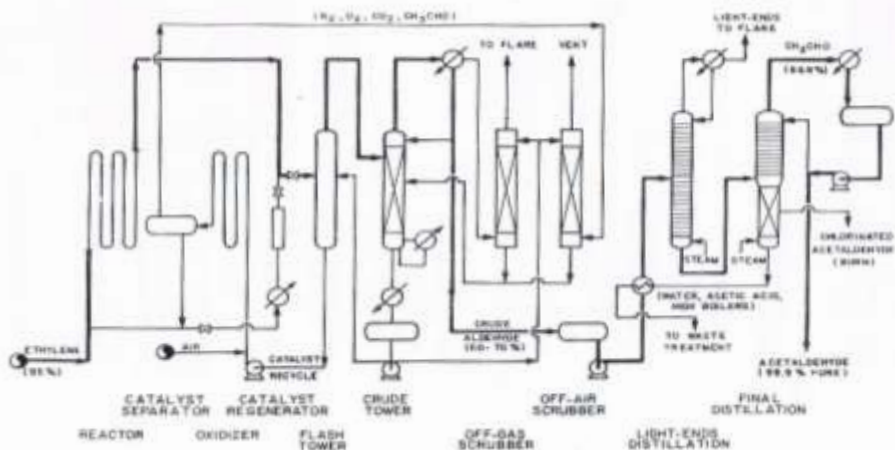
Etilen dan katalis dimasukkan bersamaan ke dalam reaktor titanium dengan kondisi operasi 110°C dan tekanan $0.8\text{--}0.9 \times 10^6$ Pa absolut. *Effluent* yang dihasilkan di *flash tank* pada tekanan atmosferik. Setelah pemisahan limbah gas (biasanya nitrogen) dengan cara *flashing*, *bulk* dari regenerasi katalis dikembalikan ke tahap awal.

Campuran gas asetaldehida dan steam yang dihasilkan dari *flashing* dikonsentrasikan hingga 60–90% berat pada kolom distilasi pertama. Komponen ringan dan berat (air, asam asetat, dll) dikeluarkan pada rangkaian dua kolom distilasi.

Pada jenis *two-step*, konversi etilen berkisar 97–98% dengan *yield* antara 94–95 % mol (Mc. Ketta, 1976).



Gambar II.5 Proses oksidasi etilen (Wacker – Hoechst single step process)



Gambar II.6 Proses oksidasi etilen (Wacker – Hoechst two step process)



II.2. Seleksi Proses

Dari keempat proses yang telah dijelaskan sebelumnya, dapat dilihat perbandingan ketiga proses tersebut pada **Tabel II.2** berikut ini :

Tabel II.2 Perbandingan Proses Pembuatan Asetaldehida

Proses	Fase Reaktor	Temp (°C)	Tek (atm)	Katalis	Konversi (%)	Yield (%)	Produk samping
Hidrasi dari asetilen	Liquid	70-100	1	Merkuri, besi	50-60	93-98	Asam asetat, diasetil, crotonaldehid
Oksidasi dari etanol	Vapor	500	1	perak, tembaga	25-35	85-95	Asam asetat, etil asetat, karbon oksida, metana
Dehidrogenasi dari etanol	Vapor	260-290	1	krom, tembaga	30-50	90+	Hidrogen, asam asetat, etil asetat, carbon oksida, metana
Oksidasi dari butane	Vapor	450	6-7	-	25-35	90	Aldehid, keton, alkohol, asam, karbon dioksida
Oksidasi dari etilen One-	Liquid	100-	3	Palladiu	75	93-	Asam asetat,



stage Two- stage	Liquid	130 125- 130	10	m Palladiu m	99,5	95 93- 95	karbon dioksida, chlorinated aldehid, crotonaldehid a, chlorinated hidrokarbon
------------------------	--------	--------------------	----	--------------------	------	-----------------	--

Dari keempat jenis proses pembuatan asetaldehida, dipilih proses pembuatan asetaldehida dari Etanol dengan katalis Cu-Cr, dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Menghindari bahaya yang disebabkan pemakaian merkuri dan asetilen.
- Bahan baku terdapat di Indonesia sehingga kontinyuitasnya dapat terjaga.
- Proses sederhana dengan tekanan operasi rendah meskipun suhu agak tinggi.
- Umur katalis panjang.
- System recovery* energi rendah.
- Asetaldehida yang dihasilkan memiliki kemurnian tinggi.
- Tidak mempunyai resiko korosifitas yang tinggi sehingga perawatan alat tidak sulit.

(Mc. Ketta, 1976)

III.3 Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol:

III.3.1 Proses Pre-Treatment

Tahap ini bertujuan untuk menyiapkan umpan reaktor pada fase gas dengan suhu 330°C dan tekanan 6,4 atm dari etanol cair suhu 30°C . Pada aliran 1 etanol dari tangki penyimpanan (F-111) dipompa dan dicampur dengan hasil *recycle* etanol aliran 21 pada aliran 2, kemudian dialirkan ke vaporizer (V-113) untuk



diuapkan. Keluar dari vaporizer (V-113) aliran 4 gas umpan kemudian dialirkan dengan blower L-114 menuju reaktor R-110.

III.3.2 Proses Dehidrogenasi Etanol

Proses dehidrogenasi etanol terjadi dalam reaktor *fixed bed multitube* katalitik untuk menghasilkan asetaldehida. Reaktor beroperasi pada kondisi *non isothermal*, temperature feed reaktor 330°C dan tekanan 6,4 atm menggunakan katalis Cr-Cu.

Pada aliran 4 gas umpan reaktor masuk kedalam reaktor melalui pipa pemasukan umpan yang terdapat pada bagian atas reaktor dan kemudian dikontakkan dengan katalis Cr-Cu dalam tube di reaktor. Konversi reaksi dalam reaktor yaitu 50 %. Reaksi tersebut endotermis, panas reaksi disuplai dengan mengalirkan *steam* melalui sela-sela tube dalam shell.

III.3.3 Proses Pemurnian Asetaldehida dan Isolasi Etanol

Pemisahan dan pemurnian produk dilakukan melalui dua tahapan yaitu:

a. Pemurnian Asetaldehida

Pemurnian asetaldehida dilakukan untuk mendapatkan asetaldehida dengan kemurnian yang tinggi. Pada aliran 5 produk keluar reaktor masih dalam kondisi panas dengan temperatur 330°C kemudian didinginkan dalam heat exchanger (E-211) dan heat exchanger (E-212) dengan menggunakan air pendingin. Selanjutnya masuk ke *flash tank* (H-210) untuk memisahkan fase gas dan fase cair. Gas dari *flash tank* (H-210) pada aliran 8 kemudian dimasukkan ke dalam kolom absorber (D-220) yang beroperasi pada tekanan atmosferik untuk *discrub* dengan air untuk memisahkan gas H_2 . Gas H_2 keluar dari kolom absorber (D-220) pada aliran 10 dengan temperatur 40°C mengandung banyak hidrogen dan sedikit karbon dioksida dan metana yang akan dimanfaatkan sebagai bahan bakar boiler. Sedangkan produk bawah kolom absorber (D-220) sebagai aliran 11 dengan temperature 32°C dan tekanan 6 atm kemudian dipompa ke menara distilasi I (D-310) bersama dengan produk bawah *flash*



tank pada aliran 13 untuk memurnikan asetaldehida. Pada menara distilasi I (D-310) produk atas di kondensasi dengan condenser (E-311) dan ditampung pada accumulator (F-312), setelah itu produk atas dipompakan kembali menuju menara distilasi I (D-310) sebagai *reflux* dan sebagian menjadi produk asetaldehida. Asetaldehida yang didapat memiliki kemurnian 99%. Produk bawah menara distilasi I (D-310) dipanaskan kembali pada reboiler (E-314) kemudian sebagian dialirkan kembali ke menara distilasi I (D-310) dan lainnya dialirkan menuju menara distilasi II (D-320) pada aliran 16 untuk memisahkan etil asetat dan etanol dari komponen yang lain. Pada menara distilasi II (D-320) produk atas di kondensasi dengan condenser (E-312) dan ditampung pada accumulator (F-322), setelah itu produk atas dipompakan kembali menuju menara distilasi I (D-310) sebagai *reflux* dan sebagian menjadi produk campuran etil asetat dan etanol dengan temperature 296°C dan tekanan 6 atm. Produk bawah menara distilasi II (D-320) dipanaskan kembali pada reboiler (E-324) kemudian sebagian dialirkan kembali ke menara distilasi II (D-320) dan sebagian menjadi *waste water process*.

Isolasi etanol bertujuan untuk mengambil sisa etanol yang tidak bereaksi untuk *directcycle*. Produk atas kolom distilasi II (D-320) digunakan sebagai umpan kolom distilasi III (D-330) yang merupakan *extractive distillation* dengan temperature 296°C dan tekanan 6 atm. Pada menara distilasi III (D-330) ditambahkan bahan tambahan solven etilen glikol sebesar 170000 kg etilen glikol/hari yang berfungsi melarutkan etanol sehingga dapat terpisah dari etil asetat, dihasilkan produk atas etil asetat dan produk bawah campuran etanol dan etilen glikol. Hasil atas menara distilasi III berupa etil asetat (D-330) didinginkan dengan kondensor (E-332). Produk bawah menara distilasi III (D-330) dipanaskan kembali pada reboiler (E-334) kemudian sebagian sebagai dikembalikan ke menara distilasi III (D-330), sebagian masuk ke menara distilasi IV (D-340). Menara distilasi IV (D-340) untuk memisahkan etanol dari etilen glikol, produk atas



berupa etanol dengan kemurnian 95% yang kemudian digunakan sebagai recycle dan prosuk bawah berupa etilen glikol yang kemudian di recycle menuju menara distilasi III (D-330).

Selain menghasilkan produk utama asetaldehida, proses ini menghasilkan produk samping berupa sedikit etil aseat, butanol dan asam asetat. Reaksi-reaksi yang terjadi pada pembuatan asetaldehida dengan dehidrogenasi etanol :



BAB III NERACA MASSA

Kapasitas	= 75000 ton asetaldehida/tahun
	= 250 ton asetaldehida/hari
	= 250000 kg asetaldehida/hari
Bahan baku	= 293280 kg etanol/hari
Operasi	= 300 hari /tahun, 24 jam /hari
Satuan massa	= kg
Basis waktu	= 1 hari

1. Feed tank (F-111)

Tabel III.1 Neraca Massa Feed tank (F-111)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Fresh etanol</u>		<u>Menuju V-113</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,80	CH ₃ CH ₂ OH	281548,80
H ₂ O	11731,24	H ₂ O	11731,24
	<u>293280,04</u>		<u>293280,04</u>
	293280,04		293280,04



2. Vaporizer (V-113)

Tabel III.2 Neraca Massa Vaporizer (V-113)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari F-111</u>		<u>Menuju R-110</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,8	CH ₃ CH ₂ OH	435733,9
H ₂ O	11731,2	H ₂ O	17205,0
	293280,0		452938,9
<u>Etanol Recycle</u>			
CH ₃ CH ₂ OH	154185,1		
H ₂ O	5473,7		
	159658,8		
	452938,86		452938,86

3. Reaktor (R-110)

Tabel III.3 Neraca Massa Reaktor (R-110)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari V-113</u>		<u>Menuju H-210</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	435733,90	CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
H ₂ O	17204,96	H ₂ O	16647,89
	452938,86	CH ₃ CHO	250000,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	12030,78
			452938,86
	452938,86		452938,86

**4. Flash tank (H-210)****Tabel III.4** Neraca Massa Flash tank (H-210)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari R-110</u>		<u>Menuju D-220</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	3119,05
H ₂ O	16647,89	H ₂ O	222,31
CH ₃ CHO	250000,00	CH ₃ CHO	13231,37
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	49,25
H ₂	12030,78	H ₂	6081,12
	452938,86		22883,92
		<u>Menuju D-310</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	157090,69
		H ₂ O	16425,58
		CH ₃ CHO	236768,63
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3197,68
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6192,38
		CH ₃ COOH	4430,31
		H ₂	5949,66
			430054,93
452938,86		452938,86	



5. Absorber (D-220)

Tabel III.5 Neraca Massa Absorber (D-220)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari H-210</u>		<u>by-produk</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	3119,05	<u>Hidrogen</u>	
H ₂ O	222,31	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
CH ₃ CHO	13231,37	H ₂ O	222,31
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COO	49,25	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
H	6081,12	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	6081,12	H ₂	6081,12
	22883,92		6303,43
<u>Air proses</u>		<u>Menuju D-310</u>	
H ₂ O	20222,7361	CH ₃ CH ₂ OH	3119,05
		H ₂ O	20222,74
		CH ₃ CHO	13231,37
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31
		CH ₃ COOH	49,25
		H ₂	0,00
			36803,23
	43106,66		43106,66

**6. Distilasi (D-310)****Tabel III.6 Neraca Massa Distilasi (D-310)**

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-220 dan H-210</u>		<u>Top Produk</u>	
		<u>Asetaldehida</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	36648,32	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	250000,00	CH ₃ CHO	250000,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	5949,66		252279,83
	466858,16	H ₂	5949,66
		<u>Menuju D-320</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	36648,32
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			208628,67
466858,16		466858,16	



7. Tangki Akumulator (F-312)

Tabel III.7 Neraca Massa Tangki Akumulator (F-312)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Refluks menuju D-310</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	601586,41	CH ₃ CHO	351586,41
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	5949,66		351586,41
	607536,07	<u>Top produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	250000,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
			250000,00
		H ₂	5949,66
	607536,07		607536,07

**8. Reboiler (E-314)****Tabel III.8** Neraca Massa Reboiler (E-314)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Refluks ke D-310</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	626825,18	CH ₃ CH ₂ OH	466615,43
H ₂ O	143387,58	H ₂ O	106739,26
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	12665,64	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	9428,44
CH ₃ COOC ₂ H ₅	24780,73	CH ₃ COOC ₂ H ₅	18447,05
CH ₃ COOH	17526,39	CH ₃ COOH	13046,84
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	825185,52		614277,02
		<u>Menuju D-320</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	36648,32
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			210908,50
825185,52		825185,52	



9. Distilasi (D-320)

Tabel III.9 Neraca Massa Distilasi (D-320)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Menuju D-330</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
H ₂ O	36648,32	H ₂ O	3664,83
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	210908,50		170208,26
		<u>Menuju Waste water</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	32983,48
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			40700,24
	210908,50		210908,50

**10. Tangki Akumulator (F-322)****Tabel III.10** Neraca Massa Tangki Akumulator (F-322)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Refluks menuju D-320</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	471959,46	CH ₃ CH ₂ OH	311749,72
H ₂ O	10796,17	H ₂ O	7131,34
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	18658,31	CH ₃ COOC ₂ H ₅	12324,63
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	501413,95		331205,69
		<u>Top produk menuju D-330</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3664,83
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	0,00
		H ₂	0,00
			170208,26
501413,95		501413,95	

**11. Reboiler (E-324)****Tabel III.11** Neraca Massa Reboiler (E-324)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Refluks menuju D-320</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	220070,87	H ₂ O	187087,38
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	21599,10	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	18361,90
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	29888,29	CH ₃ COOH	25408,73
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	<u>271558,25</u>		<u>230858,01</u>
		<u>Menuju Waste water</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	32983,48
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			<u>40700,24</u>
	271558,25		271558,25



12. Extractive Distillation (D-330)

Tabel III.12 Neraca Massa *Extractive Distillation* (D-330)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Top produk Etil asetat</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	3664,83	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	340208,26		6333,69
		<u>Bottom produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3664,83
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			333874,57
	340208,26		340208,26



13. Tangki Akumulator (F-332)

Tabel III.13 Neraca Massa Tangki Akumulator (F-332)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Menuju D-330</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	15826,52	CH ₃ COOC ₂ H ₅	9492,83
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	15826,52		9492,83
		<u>Top produk Etil asetat</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	0,00
			6333,69
	15826,52		15826,52

**14. Reboiler (E-334)****Tabel III.14** Neraca Massa Reboiler (E-334)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Refluks ke D-330</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	620710,05	CH ₃ CH ₂ OH	527680,11
H ₂ O	24745,95	H ₂ O	21037,11
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	645456,00		548717,22
		<u>Menuju D-340</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	93029,94
		H ₂ O	3708,84
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	0,00
			96738,78
	645456,00		645456,00

**15. Distilasi (D-340)****Tabel III.15** Neraca Massa Distilasi (D-340)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Top produk Etanol</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
H ₂ O	3664,83	H ₂ O	3664,83
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	340208,26		163874,57
		<u>Bottom produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			170000,00
	333874,57		333874,57

**16. Tangki Akumulator (F-342)****Tabel III.13** Neraca Massa Tangki Akumulator (F-342)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-340</u>		<u>Refluks menuju D-340</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	1432023,55	CH ₃ CH ₂ OH	1271813,80
H ₂ O	32757,84	H ₂ O	29093,01
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	1464781,39		1300906,81
		<u>Recycle menuju V-113</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3664,83
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	0,00
			163874,57
1464781,39		1464781,39	

**17. Reboiler (E-344)****Tabel III.14** Neraca Massa Reboiler (E-344)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Refluks ke D-340</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	2212291,35	C ₂ H ₆ O ₂	2042291,35
	2212291,35		2042291,35
		<u>Menuju Recycle Solvent</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			170000,00
	2212291,35		2212291,35

BAB IV NERACA ENERGI

Kapasitas	= 75000 ton asetaldehida/tahun
	= 250000 kg asetaldehida/hari
Operasi	= 300 hari /tahun, 24 jam /hari
Satuan massa	= kg
Satuan panas	= kkal
Basis waktu	= 1 hari
Treference	= 25°C

1. Vaporizer (V-113)

Tabel IV.1 Neraca Energi Vaporizer (V-113)

Komponen		Komponen	
Masuk		Keluar	
<u>Dari F-111</u>		<u>Menuju R-110</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	4138220,14	CH ₃ CH ₂ OH (g)	118134496636
H ₂ O (l)	2974455,06	H ₂ O (g)	11175923781
	7112675,1955		129310420417
<u>Recycle</u>			
CH ₃ CH ₂ OH (l)	338027517,7		
H ₂ O (l)	296682784,43		
	634710302,09		
Qsupply	135440628894	Qloss	6772031445
136082451861,42		136082451861,42	



2. Reaktor (R-110)

Tabel IV.2 Neraca Energi Reaktor (R-110)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari V-113		Menuju E-211	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	118134496635,7	CH ₃ CH ₂ OH (g)	351235638,91
H ₂ O (g)	11175923781,03	H ₂ O (g)	1283097929,7
	-129310420417	CH ₃ CHO (g)	74377280,47
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22678346,79
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9615801,41
		CH ₃ COOH (g)	21910111,30
		H ₂ (g)	12014851,43
			1774929960,0
Qsupply	131179309830,53	ΔH _R ^{25°C}	93959453,82
	1868889413,83		1868889413,83

3. Cooler (E-211)

Tabel IV.3 Neraca Energi Cooler (E-211)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari R-110		Menuju E-212	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	351235638,9	CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827943,99
H ₂ O (g)	1469620341	H ₂ O (g)	1467827235,9
CH ₃ CHO (g)	74377280,47	CH ₃ CHO (g)	66262874,56
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22678346,79	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,06
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9615801,41	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,50
CH ₃ COOH (g)	21910111,30	CH ₃ COOH (g)	21815008,06
H ₂ (g)	12014851,43	H ₂ (g)	6814908,67
	1774929960,00		1940490525,8
		Qserap	20961845,47
	1774929960,00		1774929960,00



4. Cooler (E-212)

Tabel IV.4 Neraca Energi Cooler (E-212)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari R-110		Menuju E-212	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (g)	345827944,0	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (g)	294565245,47
H_2O (g)	1467827236	H_2O (g)	1455527438,2
CH_3CHO (g)	66262874,56	CH_3CHO (l)	76245261,36
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (g)	22553123,06	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (g)	21649643,33
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (g)	9389431,50	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (g)	8334590,22
CH_3COOH (g)	21815008,06	CH_3COOH (g)	21041312,62
H_2 (g)	6814908,67	H_2 (g)	1772664,11
	1754195693,22		1694402398,0
		Qserap	59793295,24
	1754195693,22		1754195693,22



5. Flash tank (H-210)

Tabel IV.1 Neraca Energi Flash tank (H-210)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Dari E-212</u>		<u>Vapor ke D-220</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	294565245,5	CH ₃ CH ₂ OH (g)	541534,84
H ₂ O (l)	1455527438	H ₂ O (g)	611815,92
CH ₃ CHO (g)	76245261,4	CH ₃ CHO (g)	3008535,25
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	21649643,3	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	6374,07
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	8334590,2	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	13932,97
CH ₃ COOH (l)	21041312,6	CH ₃ COOH (g)	781307705,2
H ₂ (g)	1772664,1	H ₂ (g)	338495,33
	1694402397,98		785828393,6
		<u>Liquid ke E-214</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	27274345,67
		H ₂ O (l)	45204260,00
		CH ₃ CHO (l)	43195585,98
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	610586,60
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	840248,93
		CH ₃ COOH (l)	640961,57
		H ₂ (g)	0,00
			117765988,7
		Q	790808015,64
	1694402397,98		1694402397,98

**6. Absorber (D-220)****Tabel IV.1 Neraca Energi Absorber (D-220)**

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Dari H-210</u>		<u>By produk hidrogen</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827944,0	CH ₃ CH ₂ OH (g)	0,00
H ₂ O (g)	1467827236	H ₂ O (g)	17098681,33
CH ₃ CHO (g)	66262874,6	CH ₃ CHO (g)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,1	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,5	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	0,00
CH ₃ COOH (g)	21815008,1	CH ₃ COOH (g)	0,00
H ₂ (g)	6814908,7	H ₂ (g)	392654,58
	1754195693,22		17491335,9
<u>Air proses dari utilitas</u>		<u>Gas terserap menuju ke E-214</u>	
H ₂ O (l)	5127473,30	CH ₃ CH ₂ OH (l)	90171,69
		H ₂ O (l)	10172018,55
		CH ₃ CHO (l)	401547,59
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	1248,88
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	3224,95
		CH ₃ COOH (l)	1197,05
		H ₂ (l)	0,00
			10669408,7
		Qserap	1731162421,9
	1945617999,06		1945617999,06



7. Heater (E-213)

Tabel IV.1 Neraca Energi Heater (E-213)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid Dari H-210</u>		<u>Menuju D-310</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	27274345,7	CH ₃ CH ₂ OH (l)	281101819,61
H ₂ O (l)	45204260,0	H ₂ O (l)	1273967230,7
CH ₃ CHO (l)	43195586,0	CH ₃ CHO (l)	461412968,60
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	610586,6	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	6331369,28
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	840248,9	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	8367447,18
CH ₃ COOH (l)	640961,6	CH ₃ COOH (l)	6329746,77
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	117765988,75		2037510582,2
<u>Liquid Dari D-220</u>		Qloss	104175980,5
CH ₃ CH ₂ OH (l)	90171,7		
H ₂ O (l)	10172018,6		
CH ₃ CHO (l)	401547,6		
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	1248,9		
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	3225,0		
CH ₃ COOH (l)	1197,1		
H ₂ (l)	0,0		
	10669408,72		
Qsupply	2009552826		
	2137988223,47		2137988223,47

**8. Distilasi (D-310)****Tabel IV.1** Neraca Energi Distilasi (D-310)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid dari E-214</u>		<u>Produk atas</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	281101819,6	CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,00
H ₂ O (l)	1273967231	H ₂ O (l)	0,00
CH ₃ CHO (l)	461412968,6	CH ₃ CHO (l)	3694625216,2
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	6331369,3	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	8367447,2	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,00
CH ₃ COOH (l)	6329746,8	CH ₃ COOH (l)	0,00
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	2037510582,17		3694625216,2
Qreboilling	166605676136,0	<u>Produk bawah</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	8166451881,9
		H ₂ O (l)	66867831304
		CH ₃ CHO (l)	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	157281402,92
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	196952207,62
		CH ₃ COOH (l)	148847664,88
		H ₂ (l)	0,00
			75537364462
		Qcondensation	81080913234
		Qloss	8330283807
	168643186718,21		168643186718,21



9. Distilasi (D-320)

Tabel IV.1 Neraca Energi Distilasi (D-320)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid dari D-310</u>		<u>Produk atas</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	8166451882	CH ₃ CH ₂ OH (l)	3631759399,4
H ₂ O (l)	66867831304	H ₂ O (l)	2244872987,2
CH ₃ CHO (l)	0,0	CH ₃ CHO (l)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	157281402,9	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	196952207,6	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	98144836,71
CH ₃ COOH (l)	148847664,9	CH ₃ COOH (l)	0,00
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	75537364461,62		5974777223,2
<u>Qreboiling</u>	310291059880,8	<u>Produk bawah</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
		H ₂ O (l)	65506804649
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	171200111,1
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	162020024,6
		H ₂ (l)	0,0
			65840024785
		Qcondensation	298499069340
		Qloss	15514552994
	385828424342,41		385828424342,41

**10. Extractive Distillation (D-330)****Tabel IV.1** Neraca Energi *Extractive Distillation* (D-330)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid dari D-320</u>		<u>Produk atas</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	3631759399	CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
H ₂ O (l)	2244872987	H ₂ O (l)	0,00
CH ₃ CHO (l)	0	CH ₃ CHO (l)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	98144836,7	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	93579960,58
CH ₃ COOH (l)	0,0	CH ₃ COOH (l)	0,00
	5974777223,23	C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00
C ₂ H ₆ O ₂ (l)	78862273777,93		93579960,6
Qreboiling	251932524446,1	<u>Produk bawah</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	8527799310,3
		H ₂ O (l)	6982658490
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	0,0
		CH ₃ COOH (g)	0,0
		C ₂ H ₆ O ₂ (g)	6724190436,0
			22234648236
		Qcondensation	9992923472
		Qloss	1386625422
	33707777090,33		33707777090,33

**11. Distilasi (D-340)****Tabel IV.1** Neraca Energi Distilasi (D-340)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid dari D-330</u>		<u>Produk atas</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	8527799310	CH ₃ CH ₂ OH (l)	3462840357,5
H ₂ O (l)	6982658490	H ₂ O (l)	2140460290,1
CH ₃ CHO (l)	0	CH ₃ CHO (l)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,00
CH ₃ COOH (l)	0,0	CH ₃ COOH (l)	0,00
C ₂ H ₆ O ₂ (l)	6724190436,01	C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00
	22234648236,48		5603300647,6
Qreboiling	1076042402860	<u>Produk bawah</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
		H ₂ O (l)	0
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	0,0
		C ₂ H ₆ O ₂ (l)	6992445982,7
			6992445983
		Qcondensation	1031879184323
		Qloss	53802120143
	1098277051096,72		1098277051096,72

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

I. Tahap *Pre Treatment*

1. Tangki penampung etanol (F-111)

Nomor Kode	: F-111
Fungsi	: menampung ethyl alkohol
Tipe	: silinder tegak, tutup bawah datar dan tutup atas standard dished
Volume	: 16269,37882 cuft = 2520,67 m ³
Diameter	: 20 ft
Tinggi	: 60 ft
Tebal Shell	: Course 1 = 1/2 in Course 2 = 7/16 in Course 3 = 3/8 in Course 4 = 5/16 in Course 5 = 5/16 in Course 6 = 1/4 in Course 7 = 1/4 in Course 8 = 3/16 in
Tebal tutup atas	: 3/16 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 7 buah

2. Pompa (L-112)

No. Kode	: L-112
Fungsi	: Memompa etanol ke vaporizer
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 67,618 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 1 atm
Discharge pressure	: 6 atm
Beda ketinggian	: 30 ft



Ukuran pipa	: 2,5 in OD, sch 40
Power pompa	: 1,7 hp
Jumlah	: 1 buah
3. Vaporizer	
No. Kode	: V-113
Fungsi	: menguapkan ethanol pada suhu 303°C
Tipe	: silinder vertical, tutup dished dilegkapi dengan jaket pemanas
Dimensi shell :	
Diameter shell	: 9 ft
Tinggi	: 36 ft
Tebal shell	: 3/4 in
Dimensi tutup :	
Tebal tutup dished	: 1 7/8 in
Bahan kosntruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah tangki	: 1 buah
Jaket Pemanas :	
Diameter jaket	: 19,11 ft
Tinggi jaket	: 40,74 ft
Jacket spacing	: 0,06 in
Jumlah	: 1 buah
4. Reaktor (R-110)	
Kode Alat	: R-110
Fungsi	: Tempat reaksi Hydrotrething
Tipe	: Fixed Bed Multitube
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 285 Grade C
Jumlah	: 1 unit
Katalis	: CuCr
Shell side	
Tinggi	: 6,46 m
Diameter	: 5 m
Jumlah	: 1 buah



Tube side	
Tinggi	: 5 m
Diameter luar	: 1,5 m
Jumlah	: 6816 tube
Jumlah	: 1 buah

II. Tahap pembuatan asetaldehida

1. Heat Exchanger (E-211)

No. kode	: E-211
Fungsi	: menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank
Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 92165,33lb/jam
Suhu Pendingin	: 86°F
Suhu Bahan	: 626°F
LMTD	: 392,26°F
RD	: 0,0012
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 1
Nt	: 26
OD	: 3/4in
ID	: 8in
Passes	: 2
Panjang	: Tube 16ft
Jumlah	: 1 buah

2. Heat Exchanger (E-212)

No. kode	: E-212
Fungsi	: menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank



Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 34085,08 /jam
Suhu Pendingin	: 86 °F
Suhu Bahan	: 387 °F
LMTD	: 133 °F
RD	: 0,0012
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 1
Nt	: 26
OD	: ¾ in
ID	: 8 in
Passes	: 2
Panjang tube	: 16 ft
Jumlah	: 1 buah

3. Pompa (L-213)

No. Kode	: L-213
Fungsi	: Memompa etanol ke HE E-113
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 145,94 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 6 atm
Discharge pressure	: 6 atm
Beda ketinggian	: 50 ft
Ukuran pipa	: 6,63 in OD, sch 40
Power pompa	: 2,39 hp
Jumlah	: 1 buah



4. Heat Exchanger (E-214)

No. kode	: E-214
Fungsi	: Menaikkan suhu bahan sebelum masuk kolom distilasi D-310
Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger
Kapasitas	: 466858,16 lb /jam
Suhu pemanas	: 399,2 °F
Suhu Bahan	: 98,6 °F
LMTD	: 16,84 °F
RD	: 0,0002
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 1
Nt	: 1330
OD	: $\frac{3}{4}$ in
ID	: 8 in
Passes	: 2
Panjang Tube	: 16 ft
Jumlah	: 1 buah

5. Kolom absorber (D-220)

Nomor kode	: D-220
Fungsi	: untuk menyerap komponen asetaldehida dan etanol yang terkandung dalam campuran gas. Pelarut yang digunakan adalah air
Type	: Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish dilengkapi dengan packing rasching ring dan sparger
Dimensi tangki volume	: 223,96 cuft
Diameter	: 4 in



Tinggi	: 21,80481159 in
Tebal shell	: 5/16 in
Tebal tutup atas	: 5/8 in
Tebal tutup bawah	: 5/8 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	: 1 buah
Spesifikasi packing	: Digunakan packing jenis rasching ring dengan spesifikasi standar. Packing disusun secara acak (randomize)
Ukuran packing	: 1 in
Tebal packing	: 1/8 in
Jumlah packing	: 2051,676 buah
Bahan konstruksi	: Ceramic Stoneware
Sparger	:
Type	: Standard Perforated pipe
Bahan konstruksi	: Comercial steel
Bagian atas	
Diameter lubang	: 4,57 mm
Jumlah cabang	: 20 buah
Lubang tiap cabang	: 67 buah
Bagian bawah	
Diameter lubang	: 3,60 mm
Jumlah cabang	: 20 buah
Lubang tiap cabang	: 85 buah
Jumlah	: 1 buah

6. Kolom distilasi (D-310)

Kode	: D-310
Fungsi	: Memisahkan Asetaldehida dari etanol, air, etil asetat, butanol dan asam asetat berdasarkan titik didih
Kapasitas	: 8692,86 kg/jam
Bahan	: SA 353



Spesifikasi Plate

Type of tray	: Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	: 1,930 m
Tray spacing	: 0,5 m
Active area	: 2,2212 m ²
Hole area	: 0,1555 m ²
Downcomer area	: 0,3507 m ²
Number of tray	: 94
Tinggi Kolom	: 48 m
Jumlah	: 1 buah

7. Kondensor (E-311)

No. kode	: E-311
Fungsi	: mengkondensasikan vapor yang keluar dari distilasi
Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 21023,32 lb/jam
Suhu Pendingin	: 86°F
Suhu Bahan	: 334 °F
LMTD	: 227 °F
RD	: 0,0006
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 1
Nt	: 26
OD	: 3/4in
ID	: 8in
Passes	: 2
Panjang Tube	: 16ft
Jumlah	: 1 buah



8. Akumulator (F-312)

No. Kode	: F-312
Fungsi	:menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	: silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	: 2807,16 cuft = 79,49 m ³
Diameter	: 10ft
Panjang	: 44,05 ft
Tebal Shell	: 7/8in
Tebal tutup atas	: 1 3/8 in
Tebal tutup bawah	: 1 3/8 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

9. Pompa (L-313)

No.Kode	: L-313
Fungsi	: Memompa refluks hasil kolom distilasi 1 ke D-310
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 80,80 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 10 ft
Ukuran pipa	: 5,563 in OD ; sch40
Power pompa	: 1,25 hp
Jumlah	: 1 buah

10. Reboiler (E-314)

No. Kode	: E-314
Fungsi	: Memanaskan kembali hasil bottom produk D-310
Type	: 1-2 Shell & tube heat exchange



Tube :	
OD	: 3/4
Panjang	: 16ft
Pitch	: 1
Jumlah Tube, Nt	: 277
Passes	: 1
Shell :	
ID	: 21,25in
Passes	: 1
Heat exchanger Area, A	: 870,0016 ft ²
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

III. Tahap isolasi etanol

1. Kolom distilasi

Kode	: D-320
Fungsi	: Memisahkan etil asetat dan etanol dari air, butanol dan asam asetat berdasarkan titik didih
Tipe	: Tray column
Kapasitas	: 15033,26kg/jam
Bahan	: SA 353
Spesifikasi Plate	
Type of tray	: Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	: 0,595 m
Tray spacing	: 0,5 m
Active area	: 0,2114 m ²
Hole area	: 0,0148 m ²
Downcomer area	: 0,0334 m ²
Number of tray	: 68
Tinggi Kolom	: 35 m
Jumlah	: 1 buah



2. Akumulator (F-322)

No. Kode	: F-322
Fungsi	: menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	: silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	: 65,95 cuft = 2m ³
Diameter	: 3ft
Panjang	: 13,43ft
Tebal Shell	: 3/8in
Tebal tutup atas	: 1/2 in
Tebal tutup bawah	: 1/2 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

3. Pompa (L-323)

No.Kode	: L-323
Fungsi	: Memompa reflux ke D-320
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 76,32 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 10ft
Ukuran pipa	: 5,6 in OD ; sch 40
Power pompa	: 1,25 hp
Jumlah	: 1 buah

4. Reboiler (E-324)

No. Kode	: E-324
Fungsi	: Memanaskan kembali hasil bottom produk D-320
Type	: 1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube :	



OD	: 3/4in
Panjang	: 16ft
Pitch	: 1
Jumlah Tube, Nt	: 32
Passes	: 1
Shell :	
ID	: 8 in
Passes	: 1
Heat exchanger Area, A	: 100,51 ft ²
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

5. Pompa (L-325)

No.Kode	: L-325
Fungsi	: Memompa top produk dari D-320 ke D-330
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 39,36 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 70ft
Ukuran pipa	: 4 in OD ; sch 40
Power pompa	: 1,72 hp
Jumlah	: 1 buah

6. Kolom distilasi (D-330)

Kode	: D-330
Fungsi	: Memisahkan etil asetat dari etanol dengan bantuan pelarut etilen glikol berdasarkan perbedaan titik didih
Tipe	: Tray colomn
Kapasitas	: 659,44 kg/jam
Bahan	: SA 353



Spesifikasi Plate

Type of tray	: Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	: 2,032 m
Tray spacing	: 0,5 m
Active area	: 2,4646 m ²
Hole area	: 0,1725 m ²
Downcomer area	: 0,3891 m ²
Number of tray	: 79
Tinggi Kolom	: 41 m
Jumlah	: 1 buah

7. Kondensor (E-331)

No. kode	: E-331
Fungsi	: mengkondensasikan vapor yang keluar dari distilasi
Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 55751,17 lb/jam
Suhu Pendingin	: 86°F
Suhu Bahan	: 564,8 °F
LMTD	: 460 °F
RD	: 0,0003
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 15/16
Nt	: 420
OD	: ¾ in
ID	: 23,25 in
Passes	: 2
Panjang Tube	: 16ft
Jumlah	: 1 buah



8. Akumulator (F-332)

No. Kode	: F-332
Fungsi	: menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	: silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	: 311,68 cuft = 9 m ³
Diameter	: 5 ft
Panjang	: 22,05 ft
Tebal Shell	: 1/2 in
Tebal tutup atas	: 3/4 in
Tebal tutup bawah	: 3/4 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

9. Pompa (L-333)

No.Kode	: L-333
Fungsi	: Memompa reflux ke D-330
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 31,0907 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 10 ft
Ukuran pipa	: 1,1 in OD ; sch 40
Power pompa	: 1,25 hp
Jumlah	: 1 buah

10. Reboiloer (E-334)

No. Kode	: E-334
Fungsi	: Memanaskan kembali hasil bottom produk D-320
Type	: 1-2 Shell & tube heat exchanger



Tube :	
OD	: 3/4
Panjang	: 16 ft
Pitch	: 1
Jumlah Tube, Nt	: 341
Passes	: 1
Shell :	
ID	: 23,25 in
Passes	: 1
Heat exchanger Area, A	: 1071,01 ft ²
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

11. Kolom distilasi (D-340)

Kode	: D-340
Fungsi	: Memisahkan atanol dari etilen glikol berdasarkan perbedaan titik didih
Tipe	: Tray colomn
Kapasitas	: 13911,44 kg/jam
Bahan	: SA 353
Spesifikasi Plate	
Type of tray	: Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	: 2,106 m
Tray spacing	: 0,5 m
Active area	: 2,6463 m ²
Hole area	: 0,1852m ²
Downcomer area	: 0,4178 m ²
Number of tray	: 77
Tinggi Kolom	: 40 m
Jumlah	: 1 buah



12. Kondensor (E-341)

No. kode	: E-341
Fungsi	: mengkondensasikan vapor yang keluar dari distilasi
Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 584640,62 lb/jam
Suhu Pendingin	: 86°F
Suhu Bahan	: 464 °F
LMTD	: 355 °F
RD	: 0,002
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 0,9378
Nt	: 692
OD	: $\frac{3}{4}$ in
ID	: 29 in
Passes	: 2
Panjang Tube	: 16 ft
Jumlah	: 1 buah

13. Akumulator (F-342)

No. Kode	: F-342
Fungsi	: menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	: silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	: 373,46 cuft = 11 m ³
Diameter	: 5 ft
Panjang	: 22,05 ft
Tebal Shell	: 1/2 in
Tebal tutup atas	: 3/4 in
Tebal tutup bawah	: 3/4 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 buah



14. Pompa (L-343)

No.Kode	: L-343
Fungsi	: Memompa reflux ke D-330
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 37,2535 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 10 ft
Ukuran pipa	: 4 in OD ; sch 40
Power pompa	: 1,25 hp
Jumlah	: 1 buah

15. Reboiloer (E-334)

No. Kode	: E-334
Fungsi	: Memanaskan kembali hasil bottom produk D-340
Type	: 1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube	
OD	: 3/4
Panjang	: 16 ft
Pitch	: 1
Jumlah Tube, Nt	: 341
Passes	: 1
Shell :	
ID	: 23,25 in
Passes	: 1
Heat exchanger Area, A	: 1071,01 ft ²
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

BAB VI UTILITAS

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas dalam pabrik asetaldehida ini antara lain :

1. Air

Air pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol ini digunakan sebagai air umpan boiler, air sanitasi, dan air proses.

2. Steam

Steam dalam pabrik digunakan sebagai pemanas.

3. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses serta untuk penerangan.

4. Bahan bakar

Bahan bakar digunakan untuk bahan bakar boiler, pembangkit tenaga listrik

VI.1 AIR

Air adalah substansi kimia dengan rumus kimia H_2O , satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen. Air bersifat tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau pada kondisi standar, yaitu pada tekanan 100 kPa (1 bar) dan temperatur 273,15 K (0 °C). Zat kimia ini merupakan suatu pelarut yang penting, yang memiliki kemampuan untuk melarutkan banyak zat kimia lainnya, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan banyak macam molekul organik.

Kebutuhan air pabrik direncanakan diambil dari air sungai. Air adalah pelarut yang kuat, melarutkan banyak jenis zat kimia. Zat-zat yang bercampur dan larut dengan baik dalam air (misalnya garam-garam) disebut sebagai zat-zat hidrofilik.



Kelarutan suatu zat dalam air ditentukan oleh dapat tidaknya zat tersebut menandingi kekuatan gaya tarik-menarik listrik (gaya intermolekul dipol-dipol) antara molekul-molekul air. Jika suatu zat tidak mampu menandingi gaya tarik-menarik antar molekul air, molekul-molekul zat tersebut tidak larut dan akan mengendap dalam air. Oleh karena itu air merupakan solvent umum dan secara praktis semua zat bisa larut di dalamnya, maka sebelum digunakan air perlu diolah terlebih dahulu baik dengan cara penyaringan untuk menghilangkan kotoran – kotoran yang bersifat mikro maupun yang bersifat makro sebelum masuk ke penampung.

Air dalam bak penampung kemudian dilakukan pengolahan lebih lanjut yang disesuaikan dengan keperluan. Untuk menghemat pemakaian air diperlukan sirkulasi. Adapun kegunaan air dalam pabrik ini adalah :

1. Untuk air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya. Pada umumnya air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas yang ditentukan sebagai berikut :

➤ Syarat fisik :

- Suhu : Dibawah suhu udara sekitar
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau
- Kekeruhan : Kurang dari 1 mgr SiO_2 / liter

➤ Syarat kimia :

- pH = 6,5 – 8,5
- Kesadahan kurang dari 70 CaCO_3
- Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
- Tidak mengandung zat-zat beracun
- Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, Hg



➤ Syarat Biologi :

- Tidak mengandung kuman dan bakteri, terutama bakteri patogen
- Bakteri *Echerichia Coli* kurang dari 1/100 ml.

2. Untuk air pendingin

Sebagian besar air digunakan sebagai air pendingin karena dipengaruhi oleh faktor- faktor sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- Mudah diatur dan dijernihkan
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
- Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur dingin
- Tidak terdekomposisi

Syarat air pendingin tidak boleh mengandung :

- Hardness
Memberikan kecenderungan membentuk kerak pada alat-alat proses.
- Besi
Menyebabkan korosi pada alat.
- Silika
Menyebabkan pembentukan kerak.
- Minyak
Menyebabkan terganggunya film corossion pada inhibitor, menurunkan heat transfer dan memicu pertumbuhan mikroorganisme.

Mengingat kebutuhan air pendingin cukup besar, maka perlu digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air yang diambil dari sungai dengan memakai cooling water.

3. Untuk air proses

Air proses adalah air yang dipakai sebagai bahan baku dan bahan pembantu proses. Beberapa hal yang harus diperhatikan untuk air proses adalah :



- Alkalinitas
- Kekeruhan
- Warna
- Air yang digunakan tidak mengandung Fe dan Mn

4. Untuk air umpan boiler

Air umpan boiler adalah air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, dimana telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan, walaupun air terlihat bening atau jernih, namun pada umumnya masih mengandung larutan garam dan asam yang dapat merusak peralatan boiler. Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- pH = 8,5 – 9,5
- Hardness = 1 ppm sebagai CaCO_3
- O_2 terlarut = 0,02 ppm
- CO_2 terlarut = 25 ppm
- Fe^{3+} = 0,05 ppm
- Ca^{2+} = 0,01 ppm
- SiO_2 = 0,1 ppm
- Cl_2 = 4,2 ppm

Hal – hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air umpan boiler adalah:

- Zat – zat penyebab korosi

Korosi dalam ketel disebabkan karena tidak sempurnanya pengaturan pH dan penghilangan oksigen, penggunaan kembali air kondensat yang banyak mengandung bahan-bahan pembentuk karat dan korosi yang terjadi selama ketel tidak dioperasikan.

- Zat penyebab ‘scale foaming’

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika (Alerts, G., Santika, S.S., 1987).

- Zat penyebab foaming

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan busa (*foam*) pada boiler, karena adanya zat – zat



organik, anorganik dan zat tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

Sebelum air dari unit pengolahan air digunakan sebagai umpan boiler, dilakukan pelunakan air. Adapun tujuannya adalah untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang mudah sekali membentuk kerak. Kerak akan menghalangi perpindahan proses panas sehingga akan menyebabkan *overheating* yang memusat dan menyebabkan pecahnya pipa.

IV.1.2 PROSES PENGOLAHAN AIR

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya :

1. Pengolahan secara fisika

Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara mengendapkan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai, yang sebelumnya disaring untuk mengurangi kotoran seperti sampah, dan lain-lain. Setelah itu dimasukkan dalam bak skimming, sehingga kotoran-kotoran seperti pasir akan mengendap, sedangkan air secara overflow dari skimming dialirkan ke bak koagulator dan flokulator.

2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan cara penambahan koagulan dan flokulan. Pada bak koagulator dan flokulator dilengkapi dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) dan pengadukan lambat (4-8 rpm). Dalam bak koagulator ditambahkan bahan kimia yaitu $Al_2(SO_4)_3 \cdot 8H_2O$ / tawas dan dalam bak flokulator ditambahkan $Ca(OH)_2$ dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai.

Setelah bahan-bahan tersebut ditambahkan dalam bak koagulator kemudian dilakukan pengadukan cepat agar air dapat bercampur dengan koagulan hingga merata. Kemudian dilanjutkan dengan pengadukan lambat untuk memperbesar flok-flok sehingga menjadi lebih berat dan lebih cepat mengendap ke bagian bawah. Dari bak flokulator secara overflow air dialirkan ke bak sedimentasi. Setelah dilakukan pengendapan pada bak sedimentasi kemudian air secara overflow masuk pada bak



penampungan. Air jernih yang dihasilkan pada bak penampungan secara overflow dialirkan ke dalam sand filter untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak terendapkan dengan sistem gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan jika dibandingkan dengan sistem pressure. Pada sistem gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan gesekan keras antara pasir, air dan dinding tangki yang dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit.

Untuk mendapatkan air sanitasi dari bak air bersih kemudian ditambahkan desinfektan (kaporit/ $\text{Ca}(\text{OCl})_2$) untuk membunuh kuman-kuman dan bakteri yang merugikan selanjutnya dipompa dan ditampung dalam bak air sanitasi. Air sanitasi dipompa dan dapat digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya. Untuk air pendingin, air dari bak air bersih dipompa menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendinginan dengan mendistribusikannya melalui pompa. Pada atmospheric cooling tower berfungsi untuk mendinginkan air pendingin yang telah digunakan dan akan disirkulasi.

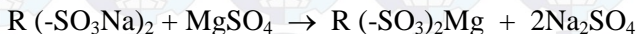
Pelunakan air untuk mengurangi kesadahan

Air umpan boiler sebelum digunakan memerlukan pengolahan terlebih dahulu, pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan pertukaran ion dalam kation. Mula-mula air bersih dari bak penampungan air bersih dipompa kemudian dilewatkan pada kation exchanger untuk penyaringan ion-ion (+) dimana ion-ion yang dapat menyebabkan terjadinya kerak pada



sistem perpipaan terutama pada peralatan pabrik dengan menggunakan bed Na.

Reaksi pada Kation Exchanger :



Kemudian didistribusikan ke bak air proses, bak air umpan boiler air bebas dari ion-ion kesadahan yang mengganggu.

VI.2 STEAM

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. Steam digunakan sebagai media pemanas. Steam yang digunakan dalam pabrik ini adalah steam jenuh (*saturated steam*).

VI.3 LISTRIK

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik asetaldehida ini diperoleh dari dua sumber, yaitu:

- Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi. Daya yang dihasilkan dari PLTD ini sebesar 250 kVA, 50 Hz.
- Perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari pabrik asetaldehida ini. Daya yang diperoleh dari PLN sebesar 2,8 kVA dimana pemakaiannya diturunkan 380 Volt dengan menggunakan trafo step down.

VI.4 BAHAN BAKAR

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik asetaldehida ini ada 2, yaitu minyak IDO (Industrial Diesel Oil) dan solar. Jika minyak IDO tidak mencukupi untuk bahan bakar diesel dan boiler maka digunakan bahan bakar solar. Minyak IDO dipompakan ke boiler dengan menggunakan gear pump, dimana kebutuhan untuk



minyak IDO sebesar 2000-3000 liter/hari yang diperoleh dari Pertamina.

VI.5 PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR

A. Air sanitasi

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak 0,2 m³/hari untuk tiap karyawan (Kemmer.N.Frank., hal 351).

Jumlah karyawan	:	300 orang
Kebutuhan air untuk 300 karyawan	:	60 m ³ /hari
Cadangan (10%)	:	6 m ³ /hari
Total	:	66 m³/hari

Untuk kebutuhan laboratorium, taman, *service water*, *hydrant* diperlukan air sebanyak 40% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

Kebutuhan lain-lain	:	24 m ³ /hari
Kebutuhan air sanitasi pabrik	:	90 m³/hari = 3.75 m³/jam

B. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini meliputi :

No	Nama Peralatan	Kebutuhan Air (m ³ /jam)
1	Cooler (E-211)	1264444
2	Cooler (E-212)	1264444
3	Kondensor (E-311)	3456782
4	Kondensor (E-321)	3678561
5	Kondensor (E-331)	3555128
6	Kondensor (E-341)	3456782
TOTAL		16676141

Air pendingin yang dibutuhkan :

$$= \frac{\text{rate massa air}}{\rho}$$



$$\begin{aligned} &= \frac{16676141}{995,68} \\ &= 16748,49 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 401963,86 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Kebutuhan make up air pendingin :

$$\begin{aligned} &= 10\% \times 401963,86 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 40196,38 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

C. Air Umpan Boiler

Air yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan

Kebutuhan air pada pabrik ini meliputi :

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (m ³ /jam)
1.	Vaporizer (V-113)	5838418,04
2.	Heat Exchanger 1 (E-214)	13693313,4
3.	Reboiler (E-314)	23354588,5
4.	Reboiler (E-324)	135413,281
4.	Reboiler (E-334)	23443991,6
5.	Reboiler (E-344)	23354588,5
Total		89820313,5

Air umpan boiler yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan :
rate massa air

$$\begin{aligned} &= \frac{\rho}{995,68} \\ &= \frac{89820313,5}{995,68} \\ &= 90210,02 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2165040,4 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Kebutuhan make up air umpan boiler :

$$= 20\% \times 2165040,4 \text{ m}^3/\text{hari}$$



$$= 433008,09 \text{ m}^3/\text{hari}$$

D. Air Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik ini :

Absorber (D-220) = $204305,8 \text{ m}^3/\text{jam}$

Air proses yang dibutuhkan:

$$= \frac{\text{rate massa air}}$$

$$= \frac{\rho}{204305,8}$$

$$= 995,68$$

$$= 205,19 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 4924,6 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Air sungai yang diambil dari perhari:

- | | | | | |
|--------------------------|---|-----------|--------------------------|---|
| 1. air sanitasi | = | 90 | m^3/hari | |
| 2. air make up pendingin | = | 40196,38 | m^3/hari | |
| 3. air makeup boiler | = | 433008,09 | m^3/hari | |
| 4. air proses | = | 4924,6 | m^3/hari | + |

Total	=	478219,07	m^3/hari
-------	---	-----------	--------------------------

VI.2 Steam

Pada pabrik asetaldehida ini, steam mempunyai peranan yang sangat penting. Steam yang digunakan adalah saturated steam. Kebutuhan steam untuk pabrik asetaldehida adalah sebagai berikut:

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Vaporizer (V-113)	5838418,04
2.	Heat Exchanger 1 (E-214)	13693313,4
3.	Reboiler (E-314)	23354588,5
4.	Reboiler (E-324)	135413,281
5.	Reboiler (E-334)	23443991,6
6.	Reboiler (E-334)	23354588,5
Total		89820313,5

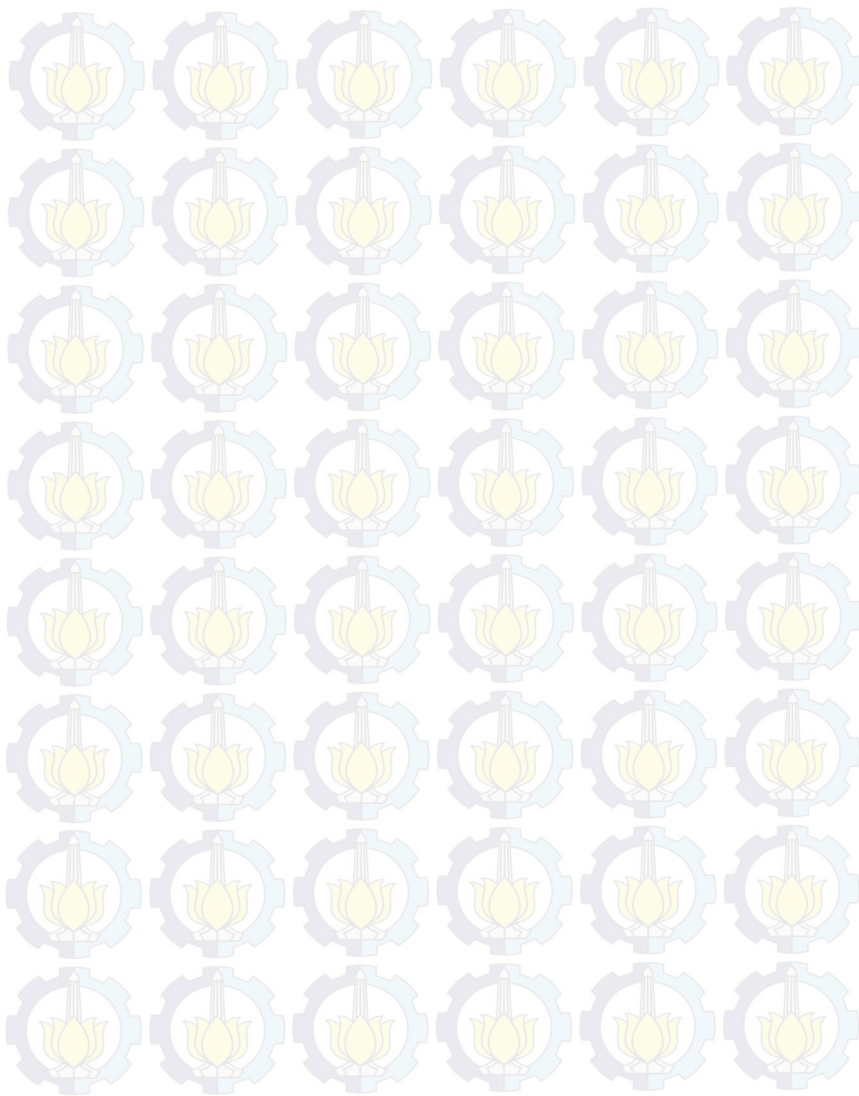


VI.3 Listrik

Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh jaringan PLN dan sebagai cadangan dipakai generator set untuk mengatasi keadaan bila sewaktu – waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing – masing ruangan atau halaman di sekitar pabrik yang memerlukan penerangan. Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh dua sumber, yaitu:

a. Perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari pabrik asetaldehida ini.

Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik dari PLN padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi



BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja adalah segala upaya atau pemikiran yang ditujukan untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani tenaga kerja khususnya dan manusia pada umumnya. Pada pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol ini kesehatan dan keselamatan kerja merupakan bagian yang mendapat perhatian khusus, oleh karena itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk menghindari dan menimbulkan terjadinya kecelakaan kerja serta untuk meningkatkan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan. Tujuan dari kesehatan dan keselamatan kerja ditinjau dari berbagai pendekatan, antara lain :

1. Pendekatan kemanusiaan
Berupaya mencegah terjadinya penderitaan bagi tenaga kerja dan ikut serta menciptakan terwujudnya kesejahteraan hidup.
2. Pendekatan ekonomis
3. Berupaya meningkatkan keuntungan dengan menghindarkan kerugian bagi tenaga kerja dan perusahaan.
4. Pendekatan sosial
Berupaya menghindarkan kerugian bagi masyarakat baik langsung maupun tidak langsung.

Menurut UU No.1 Th. 1970 yang dimaksud dengan keselamatan kerja, yaitu :

1. Agar para pekerja dan orang lain yang berada di lokasi pekerjaan tetap sehat dan selamat.
2. Melindungi sumber – sumber produksi agar terpelihara dengan baik dan dipergunakan secara efisien.
3. Melindungi agar proses produksi berjalan lancar tanpa hambatan apapun.



4. Kesehatan dan keselamatan kerja memerlukan tanggung jawab dari semua pihak karena hal ini tergantung dari Direksi, tingkah laku karyawan, keadaan peralatan atau lingkungan kerja itu sendiri.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain :

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.
3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

VII.1.1. Sebab- Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Secara umum, terjadinya kecelakaan disebabkan oleh hal-hal sebagai berikut:

1. Lingkungan Fisik

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain. Kecelakaan terjadi akibat dari:

- Kesalahan perencanaan.
- Aus atau rusak nya peralatan.
- Kesalahan pada waktu pembelian.
- Terjadinya ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat.
- Lingkungan kerja yang tidak memenuhi persyaratan seperti panas, lambat, bising dan salah penerangan.



2. Manusia

Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) dapat terjadi akibat beberapa hal, yang antara lain adalah sebagai berikut :

- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.

3. Sistem Manajemen

Kecelakaan yang disebabkan karena sistem manajemen, dapat terjadi akibat beberapa hal di bawah ini, yaitu:

- Kurangnya perhatian manajer terhadap keselamatan kerja.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi.
- Kurangnya sistem penanggulangan terhadap bahaya.
- Kurangnya penerapan prosedur yang baik.
- Tidak adanya inspeksi peralatan.

VII.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Asetaldehida terdiri dari :

Usaha untuk meningkatkan keselamatan dan kesehatan kerja di lokasi pabrik asetaldehida, yaitu dengan diperhatikannya tindakan pencegahan terhadap tiga faktor utama penyebab kecelakaan tersebut, diantaranya:

1. Lingkungan Fisik

Cara menanggulangi bahaya kecelakaan kerja yang ditimbulkan oleh lingkungan fisik dapat disesuaikan dengan jenis bahayanya, yaitu:

1. Bahaya dalam proses *plant*
Dalam design proses harus diperhatikan *flammable* dan *Explosive*, desain peralatan harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang akan diolah maupun produk yang dihasilkan.
2. Bahaya Kebocoran
Kebocoran yang terjadi terutama pada sambungan pipa. Perpipaan diletakkan di atas permukaan tanah dan bila



terpaksa dipasang dibawah tanah, maka harus dilengkapi dengan *fire stop* dan *drainage* (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah adanya bakteri yang dapat masuk kedalam bahan baku sehingga menurunkan kualitas dan kuantitas produk. Dan juga susunan *valve* dan perpipaan yang baik sangat membantu keselamatan kerja.

3. Bahaya *thermis*

Peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi harus diberi isolasi, untuk menghindari terjadinya kecelakaan dan menghindari kehilangan panas yang dibutuhkan alat tersebut. Untuk menghindari suhu ruangan yang terlalu tinggi maka perlu adanya ventilasi udara yang cukup pada ruangan tersebut, sebab bila suhu ruangan tinggi akan menimbulkan kondisi cepat lelah para pekerja dan dapat menurunkan efisiensi kerja.

4. Bahaya kebakaran

Terjadinya kebakaran dapat disebabkan oleh:

- Kemungkinan nyala terbuka dari unit utilitas, laboratorium, dan lain-lain.
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak.

Untuk mengatasi kemungkinan tersebut dilakukan :

- Melarang kegiatan merokok di daerah yang mudah terbakar
- Menempatkan alat pemadam kebakaran dan *hydrant* pada daerah rawan kebakaran.
- Pemasangan isolasi pada seluruh kabel transmisi yang ada.

2. Manusia/Karyawan

Bahaya yang diakibatkan oleh manusia/karyawan dapat dicegah dengan beberapa cara, yaitu sebagai berikut:

1. Pada waktu *maintenance* ataupun pada waktu *shut down* para pekerja harus menggunakan alat pelindung



diri, seperti helm, sarung tangan, masker dan lain sebagainya disesuaikan dengan kebutuhan.

2. Memberikan pengumuman-pengumuman penting yang berhubungan dengan keselamatan dan kesehatan kerja.
3. Pemberian pengarahan, training *Fire Fighting Brigade* (FFB) yang dilakukan 1 kali dalam seminggu untuk menangani bila sewaktu – waktu terjadi kebakaran dan bahan baku petunjuk keselamatan kerja tentang diri sendiri, bahan kimia dan lain-lain.
4. Memberikan dan mengawasi kelengkapan alat pelindung diri karyawan sebelum memasuki lokasi pabrik.
5. Adanya poliklinik mempunyai sarana yang dapat memadai dalam memberikan pertolongan darurat. Selain itu setiap karyawan harus memahami cara memberikan pertolongan pertama bila ada kecelakaan.

VII.2.1 Keselamatan Karyawan di area Pabrik Asetaldehida

1. Pada daerah tangki penyimpanan, perpipaan, dan perpompaan
Pada kawasan ini pekerja/ karyawan diwajibkan menggunakan:
 - Alat pelindung kaki :
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas dan terlindung dari kebocoran tangki.
 - Alat pelindung kepala :
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.



- Alat pelindung mata :
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, dan melindungi mata jika terjadi kebocoran pada tangki yang akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - Alat pelindung tangan :
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik), serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda–benda panas)
 - Alat pelindung badan :
Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada tangki penampung yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C dan aliran panas.
2. Pada daerah *Heat Exchanger* dan *reboiler*
Pada kawasan ini pekerja/karyawan diwajibkan menggunakan :
- Alat pelindung mata :
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - Alat pelindung tangan :
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi).



-
- Alat pelindung kaki :
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas/terlalu panasnya pipa HE atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.
 - Alat pelindung kepala :
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.
 - Alat pelindung telinga :
Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan ear muff (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya. Diberikan kepada karyawan operator peralatan (mesin) terutama yang ber rpm tinggi.
 - Alat pelindung badan :
Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C terutama pada daerah heater dan reboiler selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.
3. Pada daerah Reaktor, vaporizer, menara distilasi :
Pada kawasan ini sama karyawan diwajibkan menggunakan :
- Alat pelindung mata :
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - Alat pelindung tangan :
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang
-



bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi).

- Alat pelindung kaki :
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas/terlalu panasnya tangki atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.
- Alat pelindung kepala :
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.
- Alat pelindung badan :
Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan / reaktor yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.

VII.2.2. Hal – hal yang harus diperhatikan

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat – alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya – bahaya kebakaran, kerusakan akibat cuaca, gempa , petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.



b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

c. Alat – alat bergerak

Alat – alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah.

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya : Boiler, Cooler, Heater dan sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan factor keselamatan harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), factor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peran penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruang tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat-aay control yang sesuai.

e. Sistem perpipaan

Pipa – pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa – pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti belokan – U (U – bed), tee, juga pemilihan *valve* yang sesuai



untuk menghindarkan peledakan yang diakibatkan oleh pemuatan pipa

f. Sistem kelistrikan

Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekring) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu – waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit – unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing – masing , juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan kerja (K-3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya atau larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengandemikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

VII.2.3 Sistem yang digunakan di pabrik asetaldehida

1. Sistem alarm pabrik

Sistem alarm dalam pabrik digunakan untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya. Sehingga apabila terjadi bahaya sewaktu-waktu pada karyawan dapat segera mengetahui.

2. Sistem komunikasi

Yaitu tersedianya alat komunikasi yang menghubungkan antar unit baik dengan sistem telepon maupun dengan sistem *wireless*



yang diset berdasarkan tempat-tempat yang telah ditentukan untuk start, stop, dan *emergency* pengoperasian.

3. Motor listrik

Motor listrik berfungsi untuk melindungi dari kegagalan tenaga untuk sementara.

4. Sistem Management

Sistem manajemen mempunyai peran yang besar bagi karyawan dan staff ahli yang saling mendukung satu sama lain. Juga kedisiplinan di dalam menjalankan tugas untuk kerjasama dalam mencapai tujuan keselamatan dan kesehatan kerja.

Sistem management yang benar meliputi:

- Melaksanakan prosedur kerja dengan menggunakan buku pedoman Keselamatan Kerja.
- Pokok-pokok kebijaksanaan direksi dalam bidang K3.
- Membuat usaha-usaha untuk mengatasi bahaya yang mungkin timbul di tempat kerja.

5. Penggunaan Alat pelindung diri (APD)

Menurut Undang-Undang Keselamatan Kerja No.1 tahun 1970 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat perlindungan diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing.

Alat pelindung diri (APD) bukan merupakan alat untuk menghilangkan bahaya di tempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diijinkan.

Syarat – syarat Alat Pelindung Diri adalah:

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.



2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.
4. Tidak mengganggu gerakan – gerakan yang diperlukan.
5. Tahan lama dan pemeliharannya mudah.

Jenis – jenis Alat Pelindung Diri adalah sebagai berikut:

1. Topi keselamatan (*safety head*) Untuk melindungi kepala terhadap benturan, kemungkinan tertimpa benda – benda yang jatuh, melindungi bagian kepala dari kejutan listrik ataupun terhadap kemungkinan terkena bahan kimia yang berbahaya. Digunakan selama jam kerja di daerah instalasi pabrik.
2. Alat pelindung mata (*eye goggle*)
Untuk melindungi mata terhadap benda yang melayang, percikan, bahan kimia, dan cahaya yang menyilaukan. Digunakan pada saat :
 - Di daerah berdebu.
 - Menggerinda, mamahat, menebor, membubut, dan mem – *frais*.
 - Di mana terdapat bahan atau menangani bahan kimia yang berbahaya, termasuk asam atau alkali.
 - Pengelasan.
3. Alat pelindung muka
Untuk melindungi muka (dari dahi sampai batas leher)
 - Pelindung muka yang tahan terhadap bahan kimia yang berbahaya (warna kuning. Digunakan pada saat menangani bahan asam atau alkali).
 - Pelindung muka terhadap pancaran panas (warna abu – abu). Digunakan di tempat kerja di mana pancaran panas dapat membahayakan pekerja.
 - Pelindung muka terhadap pancaran sinar ultra violet dan infra merah.
4. Alat pelindung telinga
Untuk melindungi telinga terhadap kebisingan di mana bila alat tersebut tidak digunakan dapat menurunkan daya



pendengaran dan menyebabkan ketulian yang bersifat tetap. Macam dari alat pelindung pendengaran ini adalah:

- *Ear plug* : digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB.
- *Ear muff* : digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB.

5. Alat pelindung pernafasan

Terdapat dua jenis alat pelindung pernafasan (respirator) yaitu:

- *Air purifying respirator*
- *Air supplying respirator*

Sedangkan alat yang digunakan pada pabrik ini adalah *Air purifying respirator* yang berfungsi untuk melindungi pemakainya dari debu, gas-gas, uap, dan kabut. Alat ini juga dipakai bila toksinitas zat kimia dan kadarnya dalam udara tempat bekerja rendah. Alat ini bekerja dengan cara filtrasi dan adsorpsi.

6. Sarung tangan

Digunakan untuk melindungi tangan terhadap bahaya fisik, kimia, dan listrik.

- Sarung tangan kulit
Dipakai apabila para pekerja tengah bekerja dengan benda yang kasar dan tajam. *Pabrik*
 - Sarung tangan asbes
Digunakan apabila bekerja dengan benda yang panas.
 - Sarung tangan katun
Digunakan apabila bekerja dengan peralatan oksigen.
 - Sarung tangan karet
Digunakan apabila bekerja dengan bahan kimia yang berbahaya, korosif, dan iritatif.
 - Sarung tangan listrik
Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terkena bahaya listrik.
 - Sepatu pengaman
-



Digunakan untuk melindungi kaki terhadap gangguan yang membahayakan para pekerja di tempat kerja. Macam dari sepatu pengaman adalah:

- a. Sepatu keselamatan
Digunakan untuk melindungi kaki dari benda yang keras atau tajam, luka bakar yang disebabkan oleh bahan kimia yang korosif, tertembus benda tajam, serta untuk menjaga agar seseorang tidak jatuh terpeleset oleh air atau minyak.
- b. Sepatu karet
Digunakan untuk melindungi kaki terhadap bahan kimia yang berbahaya.
- c. Sepatu listrik
Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terdapat bahaya listrik.

- Baju pelindung
Digunakan untuk melindungi seluruh bagian tubuh terhadap berbagai gangguan yang dapat membahayakan para pekerja.

VII.3 Keselamatan Pada Alat-alat Pabrik

a. Pada Tangki Penampung

Pada tangki penampung, harus dilengkapi dengan sistem keamanan yang berupa:

- Pemberian Label dan spesifikasi bahannya.
- Serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3

b. Pada Pompa dan sistem perpipaan

Kemungkinan korosi yang terjadi pada pompa dan pipa adalah korosi uniform, korosi *caustic embrittlement*, dan korosi erosi yang disebabkan oleh aliran. Korosi Erosi dapat ditemukan pada sistem perpipaan (terutama pada *bend*, *elbow* dan *joint*), *valve*, pompa, *heat exchangers*,. Sedangkan korosi *caustic embrittlement* terjadi jika berada pada tekanan tinggi dan



lingkungan kimia yang banyak mengandung basa. Untuk mencegah adanya korosi tersebut, pada pompa digunakan logam yang lebih keras yang tahan terhadap korosi serta pengecekan secara berkala (setiap minggu) oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.

c. Pada *Heat Exchanger*

Pada area *Heat Exchanger* khususnya *Heater* dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada Boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

d. Pada area pabrik secara umum atau keseluruhan :

- Disediakan jalan diantara *plant-plant* yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (missal : kebakaran).
- Disediakan *hydrant* disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran.
- Memasang alarm disetiap *plant* (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat. Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi kejadian darurat.

BAB VIII

ALAT UKUR DAN INSTRUMENTASI

VIII.1 Alat Ukur secara Umum

Instrumentasi merupakan bagian terpenting dalam setiap proses industri kimia. Instrumentasi berfungsi untuk mengawasi /mengontrol kualitas dan kuantitas proses produksi. Instrumentasi ini dapat merupakan suatu petunjuk/indikator, perekam dan dapat pula berupa pengontrol/controller. Pabrik dilengkapi dengan instrumen yang digunakan untuk mengukur mencatat maupun untuk membetulkan penyimpangan yang terjadi pada variabel proses yang optimal yaitu suhu, aliran fluida, konsentrasi gas dan liquids.

Tujuan dan pemasangan peralatan instrumentasi adalah;

1. Untuk menjaga suatu proses instrumen agar tetap aman
2. Membantu mempermudah pengoperasian alat
3. Menjaga jalannya proses sehingga berada dalam batas operasi yang aman.
4. Mengetahui dengan cepat adanya gangguan, kerusakan dan kesalahan dalam operasi.
5. Menahan biaya produksi serendah mungkin dengan memperhatikan faktor lain
6. Menjaga kualitas produk yang baik dan sesuai dengan standard yang telah ditetapkan.

Dalam sistem pengendalian ada dua variabel proses, yaitu;

1. Variabel utama
yaitu variabel yang sangat penting berpengaruh dan mudah dikendalikan antara lain; tekanan, suhu, tinggi permukaan, dan laju alir.
2. Variabel lain
yaitu variabel yang diharapkan dapat dikendalikan melalui variabel utama. Variabel tersebut antara lain; konsentrasi, pH, kekentalan, dan rapat massa.

Pengendalian variabel proses tersebut dapat dilakukan secara manual maupun secara otomatis. Secara manual biasanya



peralatan yang dikontrol hanya diberi instrumen penunjuk saja. Sedangkan untuk instrumen otomatis diperlukan beberapa elemen, yaitu;

- **Sensor**
sensor adalah suatu alat yang sangat sensitif terhadap perubahan besaran fisik yang terjadi dalam suatu proses. Besaran fisik tersebut oleh sensor dirubah menjadi besaran lain yang setara dengan perubahan proses.
- **Elemen penguat**
elemen tersebut berfungsi sebagai pengubah besaran fisik dari sensor hingga langsung dapat dibaca dan diamati
- **Controller**
control elemen sering sebagai *controller* adalah alat pengukur yang berfungsi mengatur besaran proses supaya berada pada kondisi yang diinginkan dan menjaga peralatan untuk dapat beroperasi secara optimum sehingga kondisi operasi dapat dipertahankan konstan.
- **Final control**
final control berfungsi untuk mewujudkan signal koreksi dari kontroller menjadi aksi yang dapat mengembalikan kondisi variabel proses ke harga yang telah ditetapkan bila terjadi penyimpangan. Contoh; *valve*

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah *sensitivity*, *readability*, *accuracy*, *precision*, faktor ekonomi, bahan konstruksi dan pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi tertentu.

VIII.1.1 Alat – alat Control yang Banyak Digunakan dalam Bidang Industri

- **Pengatur suhu (temperatur)**
 1. *Temperature Controller (TC)*
berfungsi mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta



2. *Temperature Indicator* (TI)

berfungsi mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung

3. *Temperture Indicator Controller* (TIC)

berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan temperatur operasi

• **Pengaruh tekanan (*pressure*)**

1. *Pressure Indicator* (PI)

Berfungsi menunjukkan tekanan pada alat secara terus – menerus sesuai dengan kondisi yang diminta

2. *Pressure Controller* (PC)

berfungsi mengendalikan tekanan operasi sesuai dengankondisi yang diminta

3. *Pressure Indicator Controller* (PIC)

berfungsi mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus – menerus sesuai dengan yang diminta

• **Pengatur aliran (*flow*)**

1. *Flow Indicator Controller* (FIC)

berfungsi menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinyu

2. *Flow Indicator* (FI)

berfungsi menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan

3. *Flow Controller* (FC)

berfungsi mengendalikan laju aliran dalam peralatan

4. *Flow Recorder* (FR)

berfungsi mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus

5. *Flow Recorder Control* (FRC)

berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus – menerus.

• **Pengatur tinggi cairan**

1. *Level Indicator* (LI)

berfungsi mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat



2. *Level Controller (LC)*

berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari batas yang ditentukan

3. *Level Indicator Controller (LIC)*

berfungsi mencatat dan mengatur serta mengendalikan tinggi cairan suatu alat

Alat – alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol ini yaitu;

- Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
- Suku cadang mudah diperoleh
- Mudah dalam pengoperasiannya
- Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai



VIII.2 Sistem Instrumentasi pada pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol.

Sistem instrumentasi yang dipasang pada pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol adalah sebagai berikut :

No	Nama Alat	Kode alat	Instrumentasi
1	Vaporizer	V – 110	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Pressure indicator [PC]</i>
2	Reaktor	R – 120	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Flow controller [FC] Pressure indicator [PI]</i>
3	Kolom Absorber	D - 210	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Flow controller [FC] Temperature controller [TC] Pressure indicator [PC]</i>
4	Menara Distilasi I	D – 310	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Flow controller [FC] Temperature controller [TC] Pressure indicator [PC]</i>
5	Menara Distilasi II	D – 320	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Flow controller [FC] Temperature controller [TC] Pressure indicator [PC]</i>
6	Menara	D – 330	<i>Level indicator [LI]</i>



	Distilasi III		<i>Temperature indicator [TI]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Flow controller [FC]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Pressure indicator [PC]</i>
6	Menara Distilasi IV	D – 320	<i>Level indicator [LI]</i> <i>Temperature indicator [TI]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Flow controller [FC]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Pressure indicator [PC]</i>
7	Storage tank	F – 111	<i>Level indicator [LI]</i> <i>Flow rate controller [FC]</i>

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Peraturan pemerintah republik Indonesia nomor 18 tahun 1999 menjelaskan bahwa Limbah adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan, mengandung bahan berbahaya dan/atau beracun yang karena sifat dan/atau konsentrasinya dan/atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, dapat mencemarkan dan/atau merusakkan lingkungan hidup, dan/atau dapat membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, kelangsungan hidup manusia serta makhluk hidup lain. Pengolahan limbah B3 adalah proses untuk mengubah karakteristik dan komposisi limbah B3 untuk menghilangkan dan/atau mengurangi sifat bahaya dan/atau sifat racun. Upaya pengelolaan limbah dapat dilakukan dengan melaksanakan konsep 4R, yaitu:

- Reduce, minimalisasi sampah dari sumber
- Reuse, memanfaatkan kembali limbah
- Recovery, melakukan upaya untuk perolehan kembali bahan-bahan yang berguna.
- Recycle, melakukan pemrosesan sehingga menghasilkan produk lainnya

Pengendalian pencemaran akan membawa dampak positif bagi lingkungan karena akan menyebabkan kesehatan masyarakat yang lebih baik, kenyamanan hidup lingkungan sekitar yang lebih tinggi, kerusakan materi yang rendah, dan yang penting adalah kerusakan lingkungan yang rendah. Factor utama yang harus diperhatikan dalam pengendalian pencemaran ialah karakteristik dari pencemar dan hal tersebut bergantung pada jenis dan konsentrasi senyawa yang dibebaskan ke lingkungan, kondisi geografis sumber pencemar, dan kondisi meteorologis lingkungan. Pada industri kimia umumnya menghasilkan 3 jenis limbah yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas.



Dalam pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol selama proses produksi menghasilkan limbah, antara lain :

a. Limbah cair :

Limbah cair ini berupa waste water dari hasil samping reaksi dehidrogenasi. Water waste terdiri dari : 2-butanol, asam asetat dan air. Akan tetapi hasil samping 2-butanol masih memiliki nilai ekonomis sehingga diadakan proses pemisahan menggunakan *pervaporation* sehingga 2-butanol memiliki nilai jual yang lebih tinggi. Selain itu, limbah cair juga dihasilkan dari air sanitasi, blowdown boiler dan minyak pelumas bekas.

b. Limbah gas :

Limbah gas dihasilkan dari off gas absorber dan flue gas furnace. Off gas absorber mengandung uap air dan hydrogen, off gas absorber yang kaya akan H_2 ini dimanfaatkan untuk bahan bakar boiler. Sedangkan flue gas furnace mengandung O_2 , NO_2 , N_2 , dan H_2O .

Proses pengolahan limbah tersebut diatas adalah sebagai berikut :

a. Limbah cair :

- *Pervaporation*

Pervaporation adalah proses pemisahan butanol dengan air dengan teknologi membrane, karena permeabilitas butanol lebih tinggi dari air dan asam asetat dan sangat mungkin untuk mendapatkan butanol dengan kemurnian yang tinggi. Uap butanol dilewatkan membrane dan butanol akan lolos sebagai *permeate* sedangkan air dan asam asetat menjadi *retentate*. Dan *retentate* ini akan di kembalikan lagi sebagai feed proses *pervaporation*. Di pilih proses ini karena proses pemisahan dengan distilasi lebih membutuhkan banyak energi.

- Netralisasi

Netralisasi digunakan untuk mengolah air sanitasi dan air dari blowdown boiler. Hasil pengolahan ini diharapkan



memenuhi baku mutu lingkungannya yaitu pH 6-7 dan COD <40 mg/L. pengolahan secara netralisasi sebagai berikut pH dari limbah diukur dengan menggunakan converter. Jika pH berada pada rentang 6-9 maka air akan dibuang secara otomatis. Jika pH diluar rentang tersebut maka pH dilakukan injeksi bahan kimia.

- Jika pH > 9, maka diinjeksi HCl
- Jika pH < 6, maka diinjeksi NaOH

- Pengolahan limbah minyak pelumas bekas

Minyak pelumas yang telah terpakai untuk generator, pompa dan mesin lain dikumpulkan dan dijual kepada pengumpul pelumas bekas.

- Pengolahan limbah air buangan akhir proses dan limbah cair dari cyclone scrubber

Limbah cair yang mengandung carbon dan hydrogen diproses secara adsorpsi. Adsorpsi adalah proses dimana liquid atau gas dikontakkan pada permukaan padat (activated carbon). Activated carbon dibuat dari beberapa bahan yang mengandung carbon tinggi seperti batubara, kayu, dan tempurung kelapa. Activated carbon digunakan untuk mengadsorpsi terutama bahan-bahan organik bersama dengan beberapa komponen inorganic yang mempunyai berat molekul yang lebih besar seperti iodin dan merkuri.

- *Final check water point*

Unit ini digunakan untuk memantau air buangan yang telah diolah lalu dibuang ke sungai dengan bantuan gravitasi.

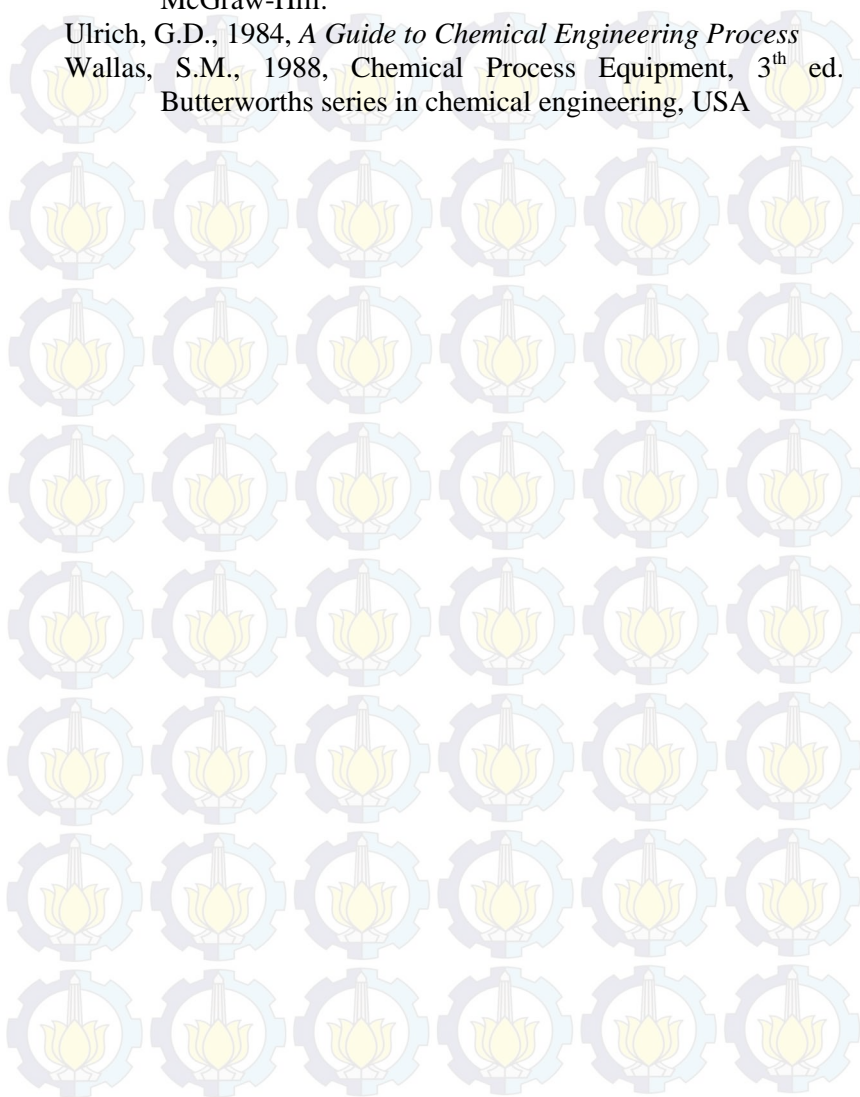
DAFTAR PUSTAKA

- Airgas, 2014. *Material Safety Data Sheet* (Carbon Monoxide MSDS)
- Airgas, 2014. *Material Safety Data Sheet* (Methane MSDS)
- Airgas, 2014. *Material Safety Data Sheet* (Hydrogen MSDS)
- Brownell, L.E., Young E.H., 1959. *Process Equipment Design Vessel Design*, Michigan
- Geankoplis, C.J., 2003, *Transport Process and Unit Operations*, 4th ed., Prentice Hall International, Tokyo
- Centreline, 2012. *Material Safety Data Sheet* (Copper Electrodes containing Chromium MSDS)
- Gunardson, Harold. 1998. *Industrial Gases in Petrochemical Processing*. New York : Marcel Dekker Inc
- Kern, D. Q. (1950). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill.
- Kirk, R.E. dan Othmer, D.F. 1967. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*, volume 1. New York: John Wiley and Sons Inc.
- McCabe, W. L. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill.
- McKetta, J.J.. 1976. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, volume 1, Marcel Dekkert, Inc., New York
- Design and Economic*. New York : John Wiley and Sons
- Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineers Handbook*. Kansas: McGraw-Hill.
- Richardson, C. (1993). *Chemical Engineering Design*. Amsterdam: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Sciencelab, 2010. *Material Safety Data Sheet* (Acetic Acid MSDS)
- Sciencelab, 2013. *Material Safety Data Sheet* (Ethyl Acetate MSDS)
- Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Colorado: McGraw-Hill.

Treybal, R. E. (1980). *Mass Transfer Operation*. Singapore: McGraw-Hill.

Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process*

Wallas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3th ed. Butterworths series in chemical engineering, USA



BAB X

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan dan perencanaan “Pabrik Asetaldehida dengan Proses Dehidrogenasi Etanol”, dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Rencana Operasi

Pabrik asetaldehida ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari /tahun, 24 jam /hari.

2. Kapasitas produksi

Kapasitas produksi pabrik asetaldehida ini sebesar 75000 ton asetaldehida/tahun = 250 ton asetaldehida/hari.

3. Bahan baku dan bahan pendukung

Bahan baku :

- Bahan baku utama pabrik ini adalah etanol

Bahan baku utama yang diperlukan sebesar 293280 kg etanol/hari

Bahan baku pendukung :

- Katalis Cu-Cr
- Etilen glikol sebesar 170000 kg etilen glikol/hari

4. Produk

Produk yang dihasilkan pabrik ini adalah asetaldehida 99 %

5. Utilitas

- air sanitasi = 90 m³ /hari
- air make up pendingin = 40196,38 m³ /hari
- air make up boiler = 433008,09 m³ /hari
- air proses = 4924,6 m³ /hari

6. Pengolahan Limbah

- Limbah Cair : waste water dari hasil samping reaksi Dehidrogenasi, air sanitasi, blowdown boiler dan minyak pelumas bekas.
- Limbah Gas : off gas absorber dan flue gas furnace

APENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas : 250 ton asetaldehida/hari
 Operasi : 300 hari/tahun, 24 jam/hari
 satuan massa : kg
 Basis waktu : 1 hari

Untuk kapasitas 250 ton asetaldehida/hari, dibutuhkan bahan baku etanol sebanyak 293280 kg etanol/hari atau 293,28 ton etanol/hari dengan data komposisi etanol sebagai berikut :

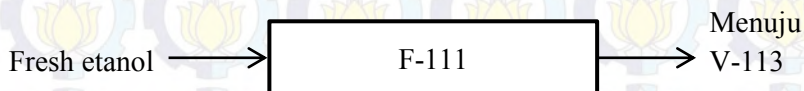
Tabel A.1 Komposisi etanol

Komponen	Fraksi massa	Bahan baku	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	0,96	293280,00	281548,80
H ₂ O	0,04	293280,00	11731,20
Total	1,00		293280,00

I. Tahap *Pre-Treatment*

I.1 *Feed tank* (F-111)

Fungsi : Untuk menampung bahan baku awal yang akan digunakan sebagai *feed* pada proses pembuatan asetaldehida.



Tabel A.2 Komposisi Bahan baku

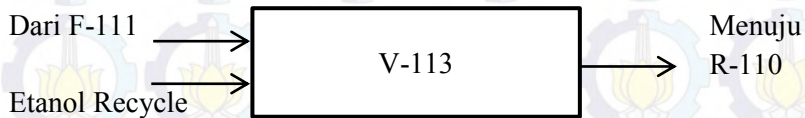
Komponen	Fraksi massa	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	0,96	281548,80
H ₂ O	0,04	11731,20

Tabel A.3 Neraca Massa Feed tank

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Fresh etanol</u>		<u>Menuju V-113</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,80	CH ₃ CH ₂ OH	281548,80
H ₂ O	11731,20	H ₂ O	11731,20
	293280,00		293280,00
	293280,00		293280,00

I.2 Vaporizer (V-113)

Fungsi : Untuk merubah fase bahan baku menjadi fase gas.

**Tabel A.4** Komposisi Fresh etanol

Komponen	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	281548,8
H ₂ O	11731,2

Tabel A.5 Komposisi Aliran recycle

Komponen	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	154185,1
H ₂ O	3360,8

Neraca Massa total :

$$F + R = V + L$$

L = 0 karena bahan teruapkan semua, sehingga:

$$F + R = V$$

Feed dari F-111 = 293280,0

Aliran Recycle = 157545,9 +
450825,9 kg

Tabel A.6 Neraca Massa Vaporizer

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari F-111</u>		<u>Menuju R-110</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,8	CH ₃ CH ₂ OH	435733,9
H ₂ O	11731,2	H ₂ O	15092,0
	293280,0		450825,9
<u>Etanol Recycle</u>			
CH ₃ CH ₂ OH	154185,1		
H ₂ O	3360,8		
	157545,9		
	450825,93		450825,93

II. Tahap Pembuatan Asetaldehida

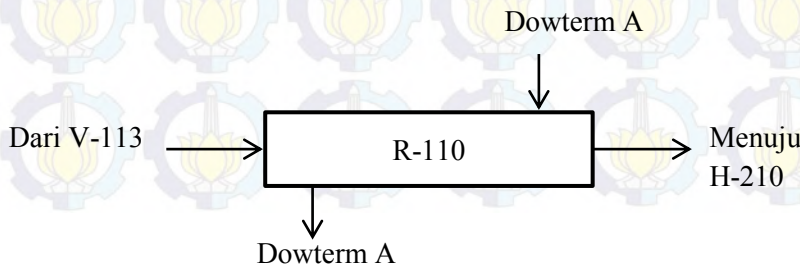
II.1 Reaktor (R-110)

Fungsi : Mereaksikan etanol menjadi asetaldehida dengan proses dehidrogenasi.

Tipe : Multi tubular fixed bed

Kondisi operasi : * Suhu = 330°C

* Tekanan = 6 atm



Tabel A.7 Komposisi feed reaktor

Komponen	Massa	BM
CH ₃ CH ₂ OH	435733,9	46,07
H ₂ O	15092,0	18,02

Dasar perhitungan yang digunakan berdasarkan

Massa etanol dalam feed = 435733,9 kg

$$\begin{aligned} \text{mol etanol sebelum reaksi} &= \frac{\text{Massa etanol}}{\text{BM}} \\ &= \frac{435733,9}{46,07} = 9458,4 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Untuk komponen lainnya menggunakan cara yang sama.

Reaksi yang terjadi sebagai berikut :

Reaksi 1 dengan konversi Asetaldehida 60%

	CH ₃ CH ₂ OH	→	CH ₃ CHO	+	H ₂
M	9458,40		-		-
R	5675,04		5675,04		5675,04
S	3783,36		5675,04		5675,04

Reaksi 2 dengan konversi Etil asetat 3,8%

	2CH ₃ CH ₂ OH	→	CH ₃ COOC ₂ H ₅	+	2H ₂
M	3783,36		-		-
R	143,77		71,88		143,77
S	3639,59		71,88		143,77

Reaksi 3 dengan konversi Butanol 2,4%

	2CH ₃ CH ₂ OH	→	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	+	H ₂ O
M	3639,59		-		-
R	87,35		43,68		43,68
S	3552,24		43,68		43,68

Reaksi 4 dengan konversi Asam asetat 2,1%

	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	+	H_2O	\longrightarrow	CH_3COOH	+	2H_2
M	3552,24345		838		-		-
R	74,5971124		74,6		74,60		149,19
S	3477,64633		763		74,60		149,19

Tabel A.8 Komponen bahan keluar reaktor

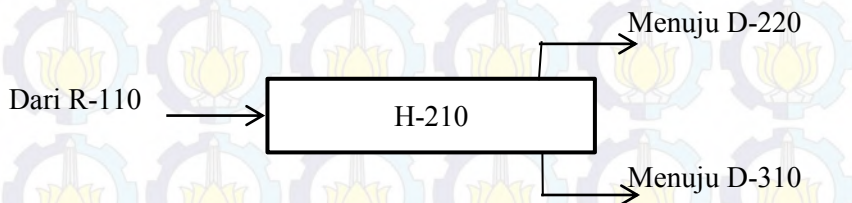
Komponen	Berat (kmol)	BM	Berat (kg)
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3477,65	46,07	160209,741
H_2O	806,81	18,02	14534,9617
CH_3CHO	5675,04	44,05	250000
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	43,68	74,12	3237,20022
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	71,88	88,11	6333,68753
CH_3COOH	74,60	60,05	4479,5566
H_2	5968,00	2,02	12030,7801

Tabel A.9 Neraca Massa Reaktor

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari V-113</u>		<u>Menuju H-210</u>	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	435733,90	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	160209,74
H_2O	15092,03	H_2O	14534,96
	450825,93	CH_3CHO	250000,00
		$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	3237,20
		$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6333,69
		CH_3COOH	4479,56
		H_2	12030,78
			450825,93
Total	450825,93	Total	450825,93

II.2 Flash tank (H-210)

Fungsi : Memisahkan fase gas dan fase cair menggunakan perubahan tekanan secara mendadak



Tabel A.10 Komposisi feed flash tank

Komponen	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	160209,7
H ₂ O	14535,0
CH ₃ CHO	250000,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,2
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,7
CH ₃ COOH	4479,6
H ₂	12030,8

Menghitung tekanan total dengan menggunakan *Antoine Coefficient*

Rumus mencari nilai tekanan total per komponen

Persamaan Antoine : $\ln P_v = A - \frac{B}{C + T}$

Dengan : P_v = tekanan saturated bahan (bar)

T = temperature operasi (°K)

A, B, C = konstanta Antoine

$$K_i = \frac{P_v}{P_{\text{total}}}$$

Koefisien dari National Institute of Standards and Technology :

Komponen	Antoine Coefficient		
	A	B	C
CH ₃ CH ₂ OH	5,247	1598,673	-46,424
H ₂ O	5,402	1838,675	-31,737
CH ₃ CHO	3,686	822,894	-69,899
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,329	1158,672	-104,683
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,228	1245,702	-55,189
CH ₃ COOH	4,682	1642,540	-39,764
H ₂	3,543	99,395	7,726

Didapatkan nilai K dan zi (fraksi mol) pada masing-masing komponen:

Komponen	ln Pv	Pv	Ki	zi
CH ₃ CH ₂ OH	-0,706	0,494	0,075	0,216
H ₂ O	-1,089	0,336	0,051	0,050
CH ₃ CHO	0,329	1,389	0,211	0,352
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	-1,180	0,307	0,047	0,003
CH ₃ COOC ₂ H ₅	-0,567	0,567	0,086	0,004
CH ₃ COOH	-1,286	0,276	0,042	0,005
H ₂	3,235	25,410	3,859	0,370

Dari data nilai K yang didapatkan, diketahui bahwa terdapat nilai K>1 dan nilai K<1 sehingga disebut *independent composition*.

Menurut Seader (2006) :

$$f_{\{\Psi\}} = \sum_{i=1}^C \frac{Z_i(1 - K_i)}{1 + \psi(K_i - 1)} = 0$$

untuk $\Psi = \frac{V}{F}$, dimana $K_i = K_i(T_v, P_v)$

$$0 = \frac{0,214(1 - 0,075)}{1 + \psi(0,75 - 1)} + \frac{0,059(1 - 0,051)}{1 + \psi(0,051 - 1)} + \frac{0,349(1 - 0,212)}{1 + \psi(0,212 - 1)} + \frac{0,003(1 - 0,047)}{1 + \psi(0,047 - 1)} + \frac{0,004(1 - 0,087)}{1 + \psi(0,087 - 1)} + \frac{0,005(1 - 0,042)}{1 + \psi(0,042 - 1)} + \frac{0,367(1 - 3,875)}{1 + \psi(3,875 - 1)}$$

Sehingga didapatkan hasil $\Psi = \frac{V}{F} = 0,2094$

Dari tabel 4.4 Seader (2006)

Komposisi *vapor*

$$V = F \Psi$$

$$= 16117,7 \times 0,209 = 3375,04 \text{ kmol}$$

Komposisi *liquid*

$$L = F - V$$

$$= 16117,7 - 3375,04 = 12742,6 \text{ kmol}$$

Menentukan fraksi *vapor* dan *liquid*

$$x_i = \frac{Z_i}{1 + \psi(K_i - 1)}$$

$$y_i = x_i \cdot K_i$$

sehingga dapat diketahui fraksi mol masing-masing komponen sebagai berikut :

Komponen	x_i	y_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,2676	0,0201
H_2O	0,0625	0,0032
CH_3CHO	0,4218	0,0890
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0034	0,0002
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0055	0,0005
CH_3COOH	0,0058	0,0002
H_2	0,2316	0,8938
	0,9982	1,0069

Berat masing-masing komponen :

Komponen	Berat (kmol)		BM	Berat (kg)	
	<i>liquid</i>	<i>vapor</i>		<i>liquid</i>	<i>vapor</i>
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3409,94	67,7047	46,07	157090,69	3119,05
H_2O	796,039	10,774	18,02	14340,87	194,10

CH ₃ CHO	5374,69	300,354	44,05	236768,63	13231,37
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	43,142	0,53314	74,12	3197,68	39,52
CH ₃ COOC ₂ H ₅	70,2801	1,60374	88,11	6192,38	141,31
CH ₃ COOH	73,777	0,82013	60,05	4430,31	49,25
H ₂	2951,4	3016,61	2,02	5949,66	6081,12
Total	12719,3	3398,4		427970,2	22855,7

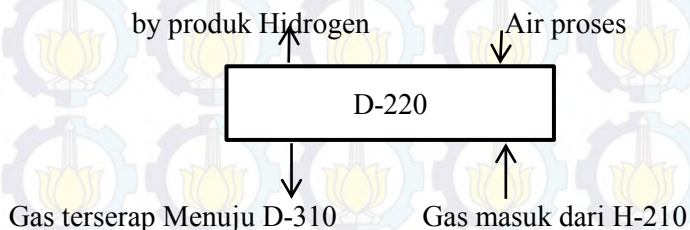
Tabel A.11 Neraca Massa Flash tank

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari R-110</u>		<u>Menuju D-220</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	3119,05
H ₂ O	14534,96	H ₂ O	194,10
CH ₃ CHO	250000,00	CH ₃ CHO	13231,37
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	49,25
H ₂	12030,78	H ₂	6081,12
	<u>450825,93</u>		<u>22855,71</u>
		<u>Menuju D-310</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	157090,69
		H ₂ O	14340,87
		CH ₃ CHO	236768,63
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3197,68
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6192,38
		CH ₃ COOH	4430,31
		H ₂	5949,66
			<u>427970,22</u>
Total	450825,93	Total	450825,93

II.3 Absorber (D-220)

Fungsi : untuk menyerap komponen asetaldehida dan etanol yang terkandung dalam campuran gas. Pelarut yang digunakan adalah air. Hidrogen tidak dapat larut dalam air sehingga semua hidrogen yang terkandung dalam gas tersebut keluar menjadi by-product pada hasil bagian atas absorber.

Tipe alat : *Packed Column*



Tabel A.12 Komposisi feed absorber

Komponen	Massa	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	3119,05	0,14
H ₂ O	194,10	0,01
CH ₃ CHO	13231,37	0,58
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31	0,01
CH ₃ COOH	49,25	0,00
H ₂	6081,12	0,27
Total	22855,71	1,00

Data Solubility dari PubChem :

Komponen	Solubility	
	mg/L H ₂ O	kg/L H ₂ O
CH ₃ CH ₂ OH	1000000	1
H ₂ O	0	0
CH ₃ CHO	1000000	1
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	181000	0,181

$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	80000,00	0,08
CH_3COOH	1000000	1
H_2	1,62	0,00000162

Berdasarkan data solubility dari PubChem Hidrogen dan air tidak terserap oleh air karena *solubility* nya kecil. Sedangkan komponen lainnya terserap sempurna.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air proses} &= \frac{\text{Massa gas}}{\text{Solubility}} \\ &= 18384,3056 \text{ L} = 18384,3 \text{ kg}\end{aligned}$$

Agar proses penyerapan yang lebih sempurna digunakan air proses berlebih sebesar 10%.

$$\text{Total air proses} = (100\% + 10\%) \times 18384,3 = 20222,7 \text{ kg}$$

Tabel A.13 Neraca Massa Absorber

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari H-210</u>		<u>by-produk Hidrogen</u>	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3119,05	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,00
H_2O	194,10	H_2O	194,10
CH_3CHO	13231,37	CH_3CHO	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	39,52	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	141,31	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,00
CH_3COOH	49,25	CH_3COOH	0,00
H_2	6081,12	H_2	6081,12
	<hr/> 22855,71		<hr/> 6275,22
<u>Air proses</u>		<u>Menuju D-310</u>	
H_2O	20222,7361	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3119,05
		H_2O	20222,74
		CH_3CHO	13231,37
		$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	39,52
		$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	141,31

		CH ₃ COOH	49,25
		H ₂	0,00
			<hr/> 36803,23
Total	43078,44	Total	43078,44

II.4 Distilasi I (D-310)

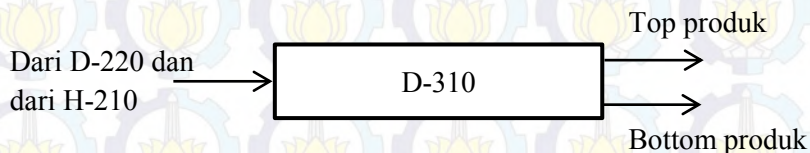
Fungsi : Untuk memisahkan Asetaldehida dengan komponen lain

Tipe alat: *Tray column*

Kondisi operasi : * Suhu Top = 167 °C

* Suhu Bottom = 251 °C

* Tekanan = 6 atm



Feed masuk distilasi = produk bawah absorber + produk bawah flash tank

$$= 43078,4 + 450825,93$$

$$= 493904,37 \text{ kg}$$

Tabel A.14 Komposisi feed distilasi

Komponen	Massa	BM	kmol	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	46,07	3477,646	0,24
H ₂ O	34563,60	18,02	1918,571	0,13
CH ₃ CHO	250000,00	44,05	5675,042	0,4
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	74,12	43,675	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	88,11	71,884	0,01
CH ₃ COOH	4479,56	60,05	74,597	0,01
H ₂	5949,66	2,02	2951,396	0,21
Total	464773,45		14212,812	1

Perhitungan *Boilling point feed* dengan persamaan Antoine

Persamaan Antoine : $\ln P_v = A - \frac{B}{C + T}$

Dengan : P_v = tekanan saturated bahan (bar)

T = temperature operasi ($^{\circ}\text{K}$)

A, B, C = konstanta Antoine

$$K_i = \frac{P_v}{P_{\text{total}}}$$

$$y_i = x_i \cdot K_i$$

Koefisien dari National Institute of Standards and Technology :

Komponen	Antoine Coefficient		
	A	B	C
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	5,247	1598,673	-46,424
H_2O	5,402	1838,675	-31,737
CH_3CHO	3,686	822,894	-69,899
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	4,329	1158,672	-104,683
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	4,228	1245,702	-55,189
CH_3COOH	4,682	1642,540	-39,764
H_2	3,543	99,395	7,726

Trial suhu boilling point

Trial suhu = $77,22^{\circ}\text{C}$

Tekanan operasi = 6,5841 bar = 6,5 atm

Komponen	P_v	K_i	x_i	y_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9872	0,1499	0,2447	0,0367
H_2O	0,6919	0,1051	0,1350	0,0142
CH_3CHO	2,1222	0,3223	0,3993	0,1287
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,6794	0,1032	0,0031	0,0003
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	1,0080	0,1531	0,0051	0,0008
CH_3COOH	0,5455	0,0828	0,0052	0,0004

H ₂	26,1952	3,9786	0,2077	0,8262
			1,0000	1,0073

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

Distribusi komponen

Berdasarkan

Distribusi produk atas sebagai berikut :

CH ₃ CH ₂ OH	=	0,00%	sebagai produk atas
H ₂ O	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ CHO	=	100,00%	sebagai produk atas
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ COOC ₂ H ₅	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ COOH	=	0,00%	sebagai produk atas
H ₂	=	100,00%	sebagai produk atas

Distribusi mol masing-masing komponen

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed	Xf	Distilat	Xd	Bottom	Xw
	(kmol)		(kmol)		(kmol)	
CH ₃ CH ₂ OH	3477,65	0,245	0	0	3477,65	0,62
H ₂ O	1918,57	0,135	0	0	1918,57	0,34
CH ₃ CHO	5675,04	0,399	5675,04	0,66	0	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	43,6751	0,003	0	0	43,6751	0,01
CH ₃ COOC ₂ H ₅	71,8839	0,005	0	0	71,8839	0,01
CH ₃ COOH	74,5971	0,005	0	0	74,5971	0,01
H ₂	2951,4	0,208	2951,4	0,34	0	0
Total	14212,8	1	8626,44	1	5586,37	1

Tabel A.15 Neraca Massa Distilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-220 dan H-210</u>		<u>Top Produk Asetaldehida</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	34563,60	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	250000,00	CH ₃ CHO	250000,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	5949,66		250000,00
	464773,45	H ₂	5949,66
		<u>Menuju D-320</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	34563,60
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			208823,79
Total	464773,45	Total	464773,45

Perhitungan suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*.

Dew point

Trial suhu = 167,1 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	yi	xi
CH ₃ CH ₂ OH	3,2780	0,5392	0,0000	0,0000
H ₂ O	2,4623	0,4050	0,0000	0,0000

CH ₃ CHO	4,3247	0,7114	0,6579	0,9248
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	2,4021	0,3951	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2,6989	0,4439	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	1,7869	0,2939	0,0000	0,0000
H ₂	27,6951	4,5555	0,3421	0,0751
			1,0000	0,9999

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

Bubble point

Trial suhu = 250,7 °C

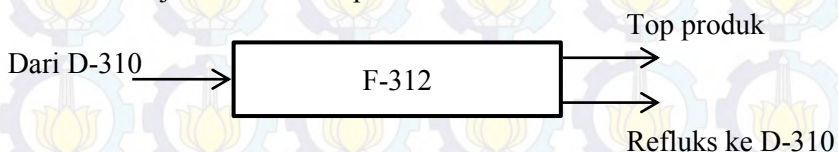
Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	x_i	y_i
CH ₃ CH ₂ OH	6,6742	1,1124	0,6225	0,5596
H ₂ O	5,2906	0,8818	0,3434	0,3895
CH ₃ CHO	6,5120	1,0853	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,7837	0,7973	0,0078	0,0098
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,8071	0,8012	0,0129	0,0161
CH ₃ COOH	3,6291	0,6049	0,0134	0,0221
H ₂	28,6788	4,7798	0,0000	0,0000
			1,0000	0,9971

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

II.5 Accumulator (F-312)

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan menjadi refluks dan produk atas.



Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial Θ berdasarkan Perry 8th edition.

Persamaan Underwood =

$$(1-q) = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Trial θ dilakukan hingga mencapai hasil $(1-q) = 0$, karena feed masuk pada kondisi liquida jenuh ($q=1$) dan nilai $(R_{min}+1)$ positif.

Trial $\theta = 1,22785$

Komponen	x_f	P_v	K_i	α_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,2447	0,9872	0,1499	0,9793
H_2O	0,1350	0,6919	0,1051	0,6864
CH_3CHO	0,3993	2,1222	0,3223	2,1053
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0031	0,6794	0,1032	0,6740
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0051	1,0080	0,1531	1,0000
CH_3COOH	0,0052	0,5455	0,0828	0,5411
H_2	0,2077	26,1952	3,9786	25,9864

Komponen	$(\alpha_i \cdot X_f)$	$(\alpha_i - \theta)$	$(\alpha_i \cdot X_f) / (\alpha_i - \theta)$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,2396	-0,2485	-0,9641
H_2O	0,0927	-0,5414	-0,1711
CH_3CHO	0,8406	0,8774	0,9580
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0021	-0,5539	-0,0037
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0051	-0,2278	-0,0222
CH_3COOH	0,0028	-0,6867	-0,0041
H_2	5,3963	24,7586	0,2180

$$\text{error} = 0,0107$$

Dari hasil goalseek didapatkan $\theta = 1,227$ dengan error = 0,0003 sehingga Trial dapat dihentikan.

Reffluks minimum (R_{min})

Setelah θ diketahui selanjutnya menghitung reffluks minimum :

$$R_{min} + 1 = \sum_1^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Komponen	x_{di}	a_i	$(a_i \cdot x_d)$	$(a_i - \Theta)$	$(a_i \cdot x_d) / (a_i - \Theta)$
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,9793	0,0000	-0,2485	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,6864	0,0000	-0,5414	0,0000
CH ₃ CHO	0,6579	2,1053	1,3850	0,8774	1,5785
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,6740	0,0000	-0,5539	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	1,0000	0,0000	-0,2278	0,0000
CH ₃ COOH	0,0000	0,5411	0,0000	-0,6867	0,0000
H ₂	0,3421	25,9864	8,8908	24,7586	0,3591

$$R_{min} + 1 = 1,9376$$

$$R_{min} = 0,9376$$

Optimum Reflux Ratio (R_{opt}) = 1,1 s/d 1,5 x R_{min} (Perry 8th edition)

Digunakan R_{opt} = 1,5 x R_{min}

$$R_{opt} = 1,40635$$

$$R_{opt} = L / D$$

$$D = 5675,04 \text{ kmol}$$

$$L = R_{opt} \times D$$

$$= 1,40635 \times 5675,04$$

$$= 7981,07 \text{ kmol}$$

Komposisi Refluks (L)

Komponen	x_L	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ CHO	1,0000	7981,07	351586,4
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0

Uap kondensor (V)

$$V = L + D$$

$$= 7981,07 + 5675,04$$

$$= 13656,1 \text{ kmol}$$

Komposisi Uap (V)

Komponen	yv	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ CHO	1,0000	13656,11	601586,4
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.16 Neraca Massa Accumulator

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Refluks menuju D-310</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	601586,41	CH ₃ CHO	351586,41
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	5949,66		351586,41
	607536,07	<u>Top produk Asetaldehida</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	250000,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
			250000,00
		H ₂	5949,66
Total	607536,07	Total	607536,07

II.6 Reboiler (E-314)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom



Neraca massa reboiler

$$L' = F + L$$

dimana : L' = Aliran masuk reboiler

F = Aliran *feed*

L = Aliran refluks

diketahui,

$$F = 14212,8 \text{ kmol}$$

$$L = 7981,07 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } L' = 14212,8 + 7981,07 = 22193,9 \text{ kmol}$$

$$V' = L' - B$$

dimana : V' = Uap keluar reboiler

B = Hasil *bottom*

$$\text{liquid keluar reboiler} = \text{hasil } \textit{bottom} (B) = 5586,4 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } V' = 22193,9 - 5586,4 = 16607,5 \text{ kmol}$$

Komposisi *Bottom* (B)

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,6225	3477,65	160209,7
H ₂ O	0,3434	1918,57	34563,6
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0078	43,68	3237,2
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0129	71,88	6333,7
CH ₃ COOH	0,0134	74,60	4479,6
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Komposisi feed reboiler (L')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,6225	13816,20	636490,9
H ₂ O	0,3434	7622,22	137316,4
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0078	173,52	12860,9
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0129	285,58	25162,9
CH ₃ COOH	0,0134	296,36	17796,7
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Komposisi uap reboiler (V')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,6225	10338,56	476281,2
H ₂ O	0,3434	5703,64	102752,8
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0078	129,84	9623,7
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0129	213,70	18829,2
CH ₃ COOH	0,0134	221,77	13317,1
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.17 Neraca Massa Reboiler

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
Dari D-310		Refluks ke D-310	
CH ₃ CH ₂ OH	636490,91	CH ₃ CH ₂ OH	476281,16
H ₂ O	137316,36	H ₂ O	102752,76
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	12860,94	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	9623,74
CH ₃ COOC ₂ H ₅	25162,86	CH ₃ COOC ₂ H ₅	18829,17
CH ₃ COOH	17796,65	CH ₃ COOH	13317,10

H ₂	0,00	H ₂	0,00
	829627,72		620803,93
		<u>Menuju D-320</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	34563,60
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			208823,79
	829627,72		829627,72

II.7 Distilasi II (D-320)

Fungsi : Untuk memisahkan Etil asetat dan etanol dengan komponen lai

Tipe alat: *Tray colomn*

Kondisi operasi : *

- Suhu Top = 241 °C
- * Suhu Bottom = 271 °C
- * Tekanan = 6 atm



Feed masuk distilasi = produk bawah distilasi I
= 208823,8 kg

Tabel A.18 Komposisi feed distilasi

Komponen	Massa	BM	kmol	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	46,07	3477,646	0,62

H ₂ O	34563,60	18,02	1918,571	0,34
CH ₃ CHO	0,00	44,05	0,000	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	74,12	43,675	0,01
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	88,11	71,884	0,01
CH ₃ COOH	4479,56	60,05	74,597	0,01
H ₂	0,00	2,02	0,000	0
Total	208823,79		5586,374	1

Perhitungan Boiling point feed dengan persamaan Antoine

Trial suhu boiling point

Trial suhu = 250,2 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	6,6501	1,0938	0,6225	0,6809
H ₂ O	5,2699	0,8668	0,3434	0,2977
CH ₃ CHO	6,4986	1,0689	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,7674	0,7842	0,0078	0,0061
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,7930	0,7884	0,0129	0,0101
CH ₃ COOH	3,6160	0,5948	0,0134	0,0079
H ₂	28,6736	4,7164	0,0000	0,0000
			1,000	1,003

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

Distribusi komponen

Berdasarkan

Distribusi produk atas sebagai berikut :

CH₃CH₂OH = 100,00% sebagai produk atas

H₂O = 10,00% sebagai produk atas

CH₃CHO = 0,00% sebagai produk atas

CH₃(CH₂)₃OH = 0,00% sebagai produk atas

CH₃COOC₂H₅ = 100,00% sebagai produk atas

CH_3COOH = 0,00% sebagai produk atas

H_2 = 0,00% sebagai produk atas

Distribusi mol masing-masing komponen

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed (kmol)	Xf	Distilat (kmol)	Xd	Bottom (kmol)	Xw
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3477,646	0,623	3477,65	0,93	0	0
H_2O	1918,57	0,343	191,857	0,05	1726,71	0,94
CH_3CHO	0	0	0	0	0	0
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	43,6751	0,008	0	0	43,6751	0,02
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	71,8839	0,013	71,8839	0,02	0	0
CH_3COOH	74,5971	0,013	0	0	74,5971	0,04
H_2	0	0	0	0	0	0
Total	5586,37	1	3741,39	1	1844,99	1

Tabel A.19 Neraca Massa Distilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Menuju D-330</u>	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	160209,74	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	160209,74
H_2O	34563,60	H_2O	3456,36
CH_3CHO	0,00	CH_3CHO	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	3237,20	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6333,69	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6333,69
CH_3COOH	4479,56	CH_3COOH	0,00
H_2	0,00	H_2	0,00
	<hr/> 208823,79		<hr/> 169999,79
		<u>Menuju Waste Water</u>	
		$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,00

	H ₂ O	31107,24
	CH ₃ CHO	0,00
	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
	CH ₃ COOH	4479,56
	H ₂	0,00
		<hr/> 38824,00
208823,79		208823,79

Perhitungan suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*.

Dew point

Trial suhu = 240,7 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	yi	xi
CH ₃ CH ₂ OH	6,2111	1,0216	0,9295	0,9098
H ₂ O	4,8946	0,8051	0,0513	0,0637
CH ₃ CHO	6,2505	1,0281	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,4700	0,7353	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,5354	0,7460	0,0192	0,0258
CH ₃ COOH	3,3775	0,5556	0,0000	0,0000
H ₂	28,5758	4,7004	0,0000	0,0000
			1,0000	0,9993

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

Bubble point

Trial suhu = 270,8 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	7,6410	1,2735	0,0000	0,0000
H ₂ O	6,1260	1,0210	0,9359	0,9166

CH ₃ CHO	7,0323	1,1720	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,4286	0,9048	0,0237	0,0262
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,3623	0,8937	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	4,1547	0,6925	0,0404	0,0584
H ₂	28,8748	4,8125	0,0000	0,0000
			1,0000	1,0012

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

II.8 Accumulator (F-322)

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan menjadi refluks dan produk atas.



Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial Θ berdasarkan Perry 8th edition.

Persamaan Underwood =

$$(1-q) = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

Trial Θ dilakukan hingga mencapai hasil $(1-q) = 0$, karena feed masuk pada kondisi liquida jenuh ($q=1$) dan nilai $(R_{min}+1)$ positif.

Trial $\Theta = 1,00507$

Komponen	x_{fi}	P_v	K_i	α_i
CH ₃ CH ₂ OH	0,6225	6,6501	1,0938	1,8391
H ₂ O	0,3434	5,2699	0,8668	1,4574
CH ₃ CHO	0,0000	6,4986	1,0689	1,7972
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0078	4,7674	0,7842	1,3184
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0129	4,7930	0,7884	1,3255

CH ₃ COOH	0,0134	3,6160	0,5948	1,0000
H ₂	0,0000	28,6736	4,7164	7,9296

Komponen	(<i>a_i</i> .X _f)	(<i>a_i</i> -Θ)	(<i>a_i</i> .X _f)/(<i>a_i</i> -Θ)
CH ₃ CH ₂ OH	1,1449	0,8340	1,3727
H ₂ O	0,5005	0,4523	1,1066
CH ₃ CHO	0,0000	0,7921	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0103	0,3133	0,0329
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0171	0,3204	0,0532
CH ₃ COOH	0,0134	-0,0051	-2,6323
H ₂	0,0000	6,9246	0,0000

$$\text{error} = -0,0668$$

Dari hasil goalseek didapatkan $\Theta = 1,005$ dengan error = 0,000 sehingga Trial dapat dihentikan.

Reffluks minimum (R_{min})

Setelah Θ diketahui selanjutnya menghitung reffluks minimum :

$$R_{\min} + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Komponen	x _{di}	<i>a_i</i>	(<i>a_i</i> .X _d)	(<i>a_i</i> -Θ)	(<i>a_i</i> .X _d)/(<i>a_i</i> -Θ)
CH ₃ CH ₂ OH	0,9295	1,8391	1,7094	0,8340	2,0497
H ₂ O	0,0513	1,4574	0,0747	0,4523	0,1652
CH ₃ CHO	0,0000	1,7972	0,0000	0,7921	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	1,3184	0,0000	0,3133	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0192	1,3255	0,0255	0,3204	0,0795
CH ₃ COOH	0,0000	1,0000	0,0000	-0,0051	0,0000
H ₂	0,0000	7,9296	0,0000	6,9246	0,0000

$$R_{\min} + 1 = 2,2944$$

$$R_{\min} = 1,2944$$

Optimum Reflux Ratio (R_{opt}) = 1,1 s/d 1,5 x R_{min} (Perry 8th edition)

Digunakan $R_{opt} = 1,5 \times R_{min}$

$$R_{opt} = 1,94159$$

$$R_{opt} = L / D$$

$$D = 3741,39 \text{ kmol}$$

$$L = R_{opt} \times D$$

$$= 1,94159 \times 3741,39$$

$$= 7264,26 \text{ kmol}$$

Komposisi Refluks (L)

Komponen	xL	kmol	kg
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9295	6752,18	311062,3
H_2O	0,0513	372,51	6710,8
CH_3CHO	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0192	139,57	12297,5
CH_3COOH	0,0000	0,00	0,0
H_2	0,0000	0,00	0,0

Uap kondensor (V)

$$V = L + D$$

$$= 7264,26 + 3741,39$$

$$= 11005,6 \text{ kmol}$$

Komposisi Uap (V)

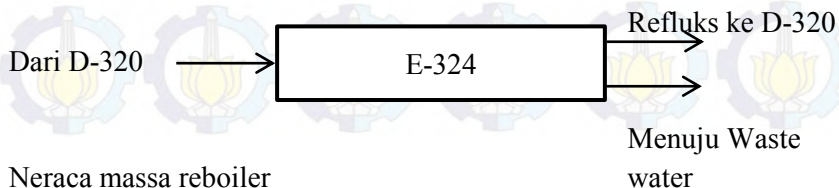
Komponen	yv	kmol	kg
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9295	10229,82	471272,0
H_2O	0,0513	564,37	10167,2
CH_3CHO	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0192	211,45	18631,1
CH_3COOH	0,0000	0,00	0,0
H_2	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.20 Neraca Massa Accumulator

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Refluks menuju D-320</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	471272,03	CH ₃ CH ₂ OH	311062,29
H ₂ O	10167,21	H ₂ O	6710,85
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	18631,14	CH ₃ COOC ₂ H ₅	12297,45
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	<hr/> 500070,38		<hr/> 330070,59
		<u>Top produk menuju D-330</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3456,36
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	0,00
		H ₂	0,00
			<hr/> 169999,79
	500070,38		500070,38

II.9 Reboiler (E-324)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom



Neraca massa reboiler

$$L' = F + L$$

dimana : L' = Aliran masuk reboiler

F = Aliran *feed*

L = Aliran refluks

diketahui,

$$F = 5586,37 \text{ kmol}$$

$$L = 7264,26 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } L' = 5586,37 + 7264,26 = 12850,6 \text{ kmol}$$

$$V' = L' - B$$

dimana : V' = Uap keluar reboiler

B = Hasil *bottom*

$$\text{liquid keluar reboiler} = \text{hasil } \textit{bottom} (B) = 1845,0 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } V' = 12850,6 - 1845,0 = 11005,6 \text{ kmol}$$

Komposisi *Bottom* (B)

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,9359	1726,71	31107,2
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0237	43,68	3237,2
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0404	74,60	4479,6
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Komposisi *feed reboiler* (L')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,9359	12026,84	216667,0
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0237	304,20	22547,6
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0404	519,58	31200,8
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Komposisi uap *reboiler* (V')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,9359	10300,13	185559,7
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0237	260,53	19310,4
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0404	444,98	26721,3
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.21 Neraca Massa Reboiler

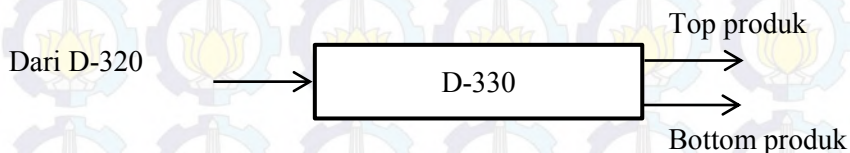
Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Refluks menuju D-320</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	216666,97	H ₂ O	185559,72
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	22547,62	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	19310,42
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	31200,84	CH ₃ COOH	26721,28
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	<hr/> 270415,42		<hr/> 231591,43
		<u>Menuju Waste water</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	31107,24
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			<hr/> 38824,00
	270415,42		270415,42

II.10 Extractive Distilation (D-330)

Fungsi : Untuk memisahkan memisahkan etil asetat dengan etanol dan a dengan cara melarutkan etanol dan air dengan etilen glikol.

Tipe alat : *Tray colomn*

Kondisi operasi : * Suhu Top = 296 °C
 * Suhu Bottom = 261 °C
 * Tekanan = 6 atm



Feed masuk distilasi = produk atas D-320
 = 169999,8 kg

Etilen glikol yang digunakan 1:1 dengan feed 170000,0 kg

Tabel A.22 Komposisi feed dan solvent distilasi

Komponen	Massa	BM	kmol	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	46,07	3477,646	0,54
H ₂ O	3456,36	18,02	191,857	0,03
CH ₃ CHO	0,00	44,05	0,000	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	74,12	0,000	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	88,11	71,884	0,01
CH ₃ COOH	0,00	60,05	0,000	0
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	62,07	2738,843	0,42
Total	339999,79		6480,231	1

Koefisien Antoine untuk etilen glikol sebagai berikut (Perry 8th ed)

Komponen	Antoine Coefficient				
	A	B	C	D	E
C ₂ H ₆ O ₂	84,090	-10411	-8,198	1,65E-18	6

Perhitungan *Boilling point feed* dengan persamaan Antoine**Trial suhu boilling point**

Trial suhu = 258,8 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	7,0558	1,1606	0,5367	0,6228
H ₂ O	5,6190	0,9243	0,0296	0,0274
CH ₃ CHO	6,7213	1,1056	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,0398	0,8290	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,0281	0,8271	0,0111	0,0092
CH ₃ COOH	3,8365	0,6311	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	4,90224	0,8064	0,4226	0,3408
			1,000	1,000

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

Distribusi komponen

Berdasarkan

Distribusi produk atas sebagai berikut :

CH₃CH₂OH = 0,00% sebagai produk atasH₂O = 0,00% sebagai produk atasCH₃CHO = 0,00% sebagai produk atasCH₃(CH₂)₃OH = 0,00% sebagai produk atasCH₃COOC₂H₅ = 100,00% sebagai produk atasCH₃COOH = 0,00% sebagai produk atasC₂H₆O₂ = 0,00% sebagai produk atas

Distribusi mol masing-masing komponen

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed	Xf	Distilat	Xd	Bottom	Xw
	(kmol)		(kmol)		(kmol)	
CH ₃ CH ₂ OH	3477,646	0,537	0	0	3477,65	0,54

H ₂ O	191,857	0,03	0	0	191,857	0,03
CH ₃ CHO	0	0	0	0	0	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0	0	0	0	0	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	71,8839	0,011	71,8839	1	0	0
CH ₃ COOH	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆ O ₂	2738,843	0,423	0	0	2738,84	0,43
Total	6480,23	1	71,8839	1	6408,35	1

Tabel A.23 Neraca Massa Distilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Top produk Etil asetat</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	3456,36	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	339999,79		6333,69
		<u>Bottom produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3456,36
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			333666,10
	339999,79		339999,79

Perhitungan suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*.

Dew point

Trial suhu = 296,1 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	yi	xi
CH ₃ CH ₂ OH	8,9283	1,4686	0,0000	0,0000
H ₂ O	7,2552	1,1934	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	7,6797	1,2632	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	6,2684	1,0311	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6,0800	1,0001	1,0000	0,9999
CH ₃ COOH	4,8556	0,7987	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	10,3481	1,7021	0,0000	0,0000
			1,000	0,9999

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

Bubble point

Trial suhu = 260,8 °C

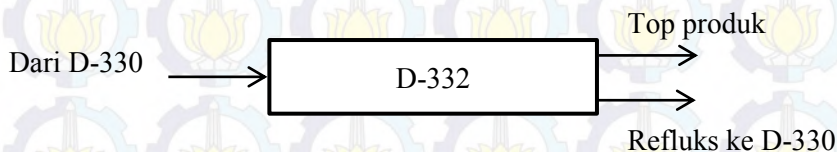
Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	7,1536	1,1767	0,5427	0,4612
H ₂ O	5,7034	0,9381	0,0299	0,0319
CH ₃ CHO	6,7741	1,1143	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,1051	0,8397	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,0843	0,8363	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	3,8897	0,6398	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	5,1239	0,8428	0,4274	0,5071
			1,000	1,000

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

II.11 Accumulator (F-332)

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan menjadi refluks dan produk atas.



Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial Θ berdasarkan Perry 8th edition.

Persamaan Underwood =

$$(1-q) = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

Trial Θ dilakukan hingga mencapai hasil $(1-q) = 0$, karena feed masuk pada kondisi liquida jenuh ($q=1$) dan nilai $(R_{min}+1)$ positif.

Trial $\Theta = -1615,37$

Komponen	x_f	P_v	K_i	α_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,5367	7,0558	1,1606	1,8391
H_2O	0,0296	5,6190	0,9243	1,4646
CH_3CHO	0,0000	6,7213	1,1056	1,7519
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	5,0398	0,8290	1,3136
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0111	5,0281	0,8271	1,3106
CH_3COOH	0,0000	3,8365	0,6311	1,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,4226	4,9022	0,8064	1,2778

0,9992

Komponen	$(\alpha_i \cdot X_f)$	$(\alpha_i - \Theta)$	$(\alpha_i \cdot X_f) / (\alpha_i - \Theta)$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9870	1617,2122	0,0006
H_2O	0,0434	1616,8376	0,0000
CH_3CHO	0,0000	1617,1250	0,0000
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	1616,6867	0,0000

$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0145	1616,6836	0,0000
CH_3COOH	0,0000	1616,3731	0,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,5400	1616,6508	0,0003

$$\text{error} = 0,0010$$

Dari hasil goalseek didapatkan $\Theta = 1,005$ dengan error = 0,000 sehingga Trial dapat dihentikan.

Reffluks minimum (R_{\min})

Setelah Θ diketahui selanjutnya menghitung reffluks minimum :

$$R_{\min} + 1 = \sum_1^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

Komponen	x_{di}	α_i	$(\alpha_i \cdot X_d)$	$(\alpha_i - \Theta)$	$(\alpha_i \cdot X_d) / (\alpha_i - \Theta)$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,0000	1,8391	0,0000	1617,212	0,0000
H_2O	0,0000	1,4646	0,0000	1616,838	0,0000
CH_3CHO	0,0000	1,7519	0,0000	1617,125	0,0000
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	1,3136	0,0000	1616,687	0,0000
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	1,0000	1,3106	1,3106	1616,684	0,0008
CH_3COOH	0,0000	1,0000	0,0000	1616,373	0,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,0000	1,2778	0,0000	1616,651	0,0000

$$R_{\min} + 1 = 0,0008$$

$$R_{\min} = 0,9992$$

Optimum Reflux Ratio (R_{opt}) = 1,1 s/d 1,5 x R_{\min} (Perry 8th edition)

Digunakan $R_{\text{opt}} = 1,5 \times R_{\min}$

$$R_{\text{opt}} = 1,49878$$

$$R_{\text{opt}} = L / D$$

$$D = 71,8839 \text{ kmol}$$

$$L = R_{\text{opt}} \times D$$

$$= 1,49878 \times 71,8839$$

$$= 107,738 \text{ kmol}$$

Komposisi Refluks (L)

Komponen	xL	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	1,0000	107,74	9492,8
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,00	0,0

Uap kondensor (V)

$$\begin{aligned}
 V &= L + D \\
 &= 107,738 + 71,8839 \\
 &= 179,622 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Komposisi Uap (V)

Komponen	yv	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	1,0000	179,62	15826,5
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.24 Neraca Massa Accumulator

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
Dari D-330		Refluks menuju D-330	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00

CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	15826,52	CH ₃ COOC ₂ H ₅	9492,83
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	<hr/> 15826,52		<hr/> 9492,83
		<u>Top produk Etil asetat</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	0,00
			<hr/> 6333,69
	<hr/> 15826,52		<hr/> 15826,52

II.12 Reboiler (E-334)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom



Neraca massa reboiler

$$L' = F + L$$

dimana : L' = Aliran masuk reboiler

F = Aliran *feed*

L = Aliran refluks

diketahui,

$$F = 6480,23 \text{ kmol}$$

$$L = 107,738 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } L' = 6480,23 + 107,738 = 6587,97 \text{ kmol}$$

$$V' = L' - B$$

dimana : V' = Uap keluar reboiler

B = Hasil *bottom*

liquid keluar reboiler = hasil *bottom* (B) = 6408,3 kmol

maka, $V' = 6587,97 - 6408,3 = 179,6$ kmol

Komposisi *Bottom* (B)

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,5427	1001,23	88218,1
H ₂ O	0,0299	55,24	3316,9
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,4274	788,52	0,0

Komposisi *feed reboiler* (L')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,5427	6973,71	614453,5
H ₂ O	0,0299	384,73	23103,1
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,4274	5492,19	0,0

Komposisi uap *reboiler* (V')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,5427	5972,48	526235,4
H ₂ O	0,0299	329,49	19786,1
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0

$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0000	0,00	0,0
CH_3COOH	0,0000	0,00	0,0
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,4274	4703,67	0,0

Tabel A.25 Neraca Massa Reboiler

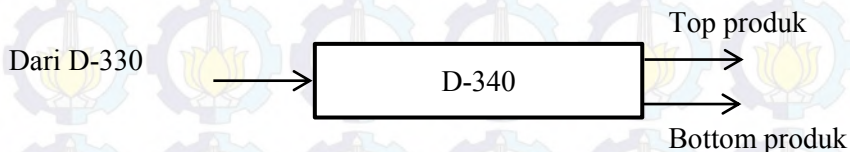
Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Refluks menuju D-330</u>	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	614453,49	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	526235,37
H_2O	23103,05	H_2O	19786,11
CH_3CHO	0,00	CH_3CHO	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,00	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,00
CH_3COOH	0,00	CH_3COOH	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,00	$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,00
	637556,54		546021,48
		<u>Menuju D-340</u>	
		$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	88218,12
		H_2O	3316,94
		CH_3CHO	0,00
		$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00
		$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,00
		CH_3COOH	0,00
		$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,00
			91535,07
	637556,54		637556,54

II.13 Distilasi III (D-340)

Fungsi : Untuk memisahkan memisahkan etanol dengan etilen glikol.

Tipe alat: *Tray column*

Kondisi operasi : * Suhu Top = 240 °C
 * Suhu Bottom = 269 °C
 * Tekanan = 6 atm



Feed masuk distilasi = produk bawah D-330
 = 333666,1 kg

Tabel A.26 Komposisi feed dan solvent distilasi

Komponen	Massa	BM	kmol	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	46,07	3477,646	0,54
H ₂ O	3456,36	18,02	191,857	0,03
CH ₃ CHO	0,00	44,05	0,000	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	74,12	0,000	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	88,11	0,000	0
CH ₃ COOH	0,00	60,05	0,000	0
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	62,07	2738,843	0,43
Total	333666,10		6408,347	1

Perhitungan Boiling point feed dengan persamaan Antoine

Trial suhu boiling point

Trial suhu = 258,6 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	7,0488	1,1594	0,5427	0,6292
H ₂ O	5,6130	0,9233	0,0299	0,0276
CH ₃ CHO	6,7175	1,1050	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,0351	0,8282	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,0241	0,8264	0,0000	0,0000

CH ₃ COOH	3,8327	0,6304	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	4,88665	0,80	0,4274	0,3435
			1,000	1,000

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

Distribusi komponen

Berdasarkan

Distribusi produk atas sebagai berikut :

CH₃CH₂OH = 100,00% sebagai produk atas

H₂O = 100,00% sebagai produk atas

CH₃CHO = 0,00% sebagai produk atas

CH₃(CH₂)₃OH = 0,00% sebagai produk atas

CH₃COOC₂H₅ = 0,00% sebagai produk atas

CH₃COOH = 0,00% sebagai produk atas

C₂H₆O₂ = 0,00% sebagai produk atas

Distribusi mol masing-masing komponen

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed (kmol)	Xf	Distilat (kmol)	Xd	Bottom (kmol)	Xw
CH ₃ CH ₂ OH	3477,646	0,543	3477,65	0,95	0	0
H ₂ O	191,857	0,03	191,857	0,05	0	0
CH ₃ CHO	0	0	0	0	0	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0	0	0	0	0	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0	0	0	0	0	0
CH ₃ COOH	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆ O ₂	2738,843	0,427	0	0	2738,84	1
Total	6408,35	1	3669,5	1	2738,84	1

Tabel A.27 Neraca Massa Distilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Top produk Etanol</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
H ₂ O	3456,36	H ₂ O	3456,36
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	<u>333666,10</u>		<u>163666,10</u>
		<u>Bottom produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			<u>170000,00</u>
	333666,10		333666,10

Perhitungan suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*.

Dew point

Trial suhu = 239,8 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	yi	xi
CH ₃ CH ₂ OH	6,1699	1,0149	0,9477	0,9338

H ₂ O	4,8595	0,7993	0,0523	0,0654
CH ₃ CHO	6,2269	1,0242	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,4420	0,7306	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,5111	0,7420	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	3,3552	0,5519	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	3,1751	0,5223	0,0000	0,0000
			1,000	0,9992

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

Bubble point

Trial suhu = 268,9 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	x_i	y_i
CH ₃ CH ₂ OH	7,5459	1,2412	0,0000	0,0000
H ₂ O	6,0434	0,9941	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	6,9826	1,1485	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,3658	0,8826	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,3084	0,8732	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	4,1031	0,6749	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	6,0790	0,9999	1,0000	1,0001
			1,000	1,000

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

II.14 Accumulator (F-342)

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan menjadi refluks dan produk atas.



Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial Θ berdasarkan Perry 8th edition.

Persamaan Underwood =

$$(1-q) = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

Trial Θ dilakukan hingga mencapai hasil $(1-q) = 0$, karena feed masuk pada kondisi liquida jenuh ($q=1$) dan nilai $(R_{min}+1)$ positif.

Trial $\Theta = 1,42573$

Komponen	x_f	P_v	K_i	α_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,5427	7,0488	1,1594	1,8391
H_2O	0,0299	5,6130	0,9233	1,4645
CH_3CHO	0,0000	6,7175	1,1050	1,7527
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	5,0351	0,8282	1,3137
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0000	5,0241	0,8264	1,3108
CH_3COOH	0,0000	3,8327	0,6304	1,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,4274	4,8867	0,8038	1,2750

Komponen	$(\alpha_i \cdot X_f)$	$(\alpha_i - \Theta)$	$(\alpha_i \cdot X_f) / (\alpha_i - \Theta)$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9980	0,4134	2,4144
H_2O	0,0438	0,0387	1,1318
CH_3CHO	0,0000	0,3269	0,0000
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	-0,1120	0,0000
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0000	-0,1149	0,0000
CH_3COOH	0,0000	-0,4257	0,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,5449	-0,1508	-3,6144

$$\text{error} = -0,0683$$

Dari hasil goalseek didapatkan $\Theta = 1,005$ dengan error = 0,000 sehingga Trial dapat dihentikan.

Refluks minimum (R_{min})

Setelah Θ diketahui selanjutnya menghitung refluks minimum :

$$R_{\min} + 1 = \sum_1^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Komponen	x_{di}	α_i	$(\alpha_i \cdot x_{di})$	$(\alpha_i - \theta)$	$(\alpha_i \cdot x_{di}) / (\alpha_i - \theta)$
CH ₃ CH ₂ OH	0,9477	1,8391	1,7430	0,4134	4,2164
H ₂ O	0,0523	1,4645	0,0766	0,0387	1,9765
CH ₃ CHO	0,0000	1,7527	0,0000	0,3269	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	1,3137	0,0000	-0,1120	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	1,3108	0,0000	-0,1149	0,0000
CH ₃ COOH	0,0000	1,0000	0,0000	-0,4257	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	1,2750	0,0000	-0,1508	0,0000

$$R_{\min} + 1 = 6,1929$$

$$R_{\min} = 5,1929$$

Optimum Reflux Ratio (R_{opt}) = 1,1 s/d 1,5 x R_{min} (Perry 8th edition)

Digunakan R_{opt} = 1,5 x R_{min}

$$R_{\text{opt}} = 7,78937$$

$$R_{\text{opt}} = L / D$$

$$D = 3669,5 \text{ kmol}$$

$$L = R_{\text{opt}} \times D$$

$$= 7,78937 \times 3669,5$$

$$= 28583,1 \text{ kmol}$$

Komposisi Refluks (L)

Komponen	x_L	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,9477	27088,68	1247933
H ₂ O	0,0523	1494,45	26922,9
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0

CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,00	0,0

Uap kondensor (V)

$$\begin{aligned}
 V &= L + D \\
 &= 28583,1 + 3669,5 \\
 &= 32252,6 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Komposisi Uap (V)

Komponen	yv	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,9477	30566,33	1408143
H ₂ O	0,0523	1686,30	30379,2
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,00	0,0

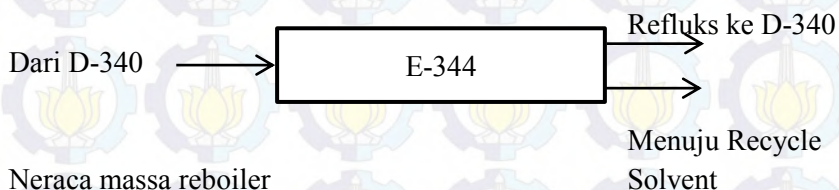
Tabel A.28 Neraca Massa Accumulator

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-340</u>		<u>Refluks menuju D-340</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	1408143,04	CH ₃ CH ₂ OH	1247933,30
H ₂ O	30379,24	H ₂ O	26922,88
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	1438522,28		1274856,18
		<u>Top produk Etanol ke V-113</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74

	H ₂ O	3456,36
	CH ₃ CHO	0,00
	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
	CH ₃ COOH	0,00
	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
		163666,10
1438522,28		1438522,28

II.12 Reboiler (E-344)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom



Neraca massa reboiler

$$L' = F + L$$

dimana : L' = Aliran masuk reboiler

F = Aliran *feed*

L = Aliran refluks

diketahui,

$$F = 6408,35 \text{ kmol}$$

$$L = 28583,1 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } L' = 6408,35 + 28583,1 = 34991,5 \text{ kmol}$$

$$V' = L' - B$$

dimana : V' = Uap keluar reboiler

B = Hasil *bottom*

$$\text{liquid keluar reboiler} = \text{hasil } \textit{bottom} \text{ (B)} = 2738,8 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } V' = 34991,5 - 2738,8 = 32252,6 \text{ kmol}$$

Komposisi Bottom (B)

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	1,0000	2738,84	170000,0

Komposisi feed reboiler (L')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	1,0000	34991,47	2171921

Komposisi uap reboiler (V')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	1,0000	32252,63	2001921

Tabel A.29 Neraca Massa Reboiler

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-340</u>		<u>Refluks menuju D-340</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	2171920,85	C ₂ H ₆ O ₂	2001920,85
	2171920,85		2001920,85
		<u>Menuju Recycle Solvent</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			170000,00
	2171920,85		2171920,85

APENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Data yang digunakan dalam perhitungan neraca energi

Waktu Operasi = 24 jam

T referensi = 25 °C

Satuan = Kilokalori

Heat Capacity

Rumus yang digunakan untuk gas ideal :

$$C_p = C_1 + C_2 \left(\frac{C_3/T}{\sinh\left(\frac{C_3}{T}\right)} \right)^2 + C_4 \left(\frac{C_5/T}{\cosh\left(\frac{C_5}{T}\right)} \right)^2$$

Komponen	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
CH ₃ CH ₂ OH	49200	145770	1663	93900	745
H ₂ O	33363	26790	261	8896	1169
CH ₃ CHO	44510	106870	1614	61350	738
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	90878	255080	1893	185200	832
CH ₃ COOC ₂ H ₅	99810	209310	2093	180300	928
CH ₃ COOH	40200	136750	1262	70030	570
H ₂	27617	9560	2466	3760	568

Tabel 2-198 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

Rumus yang digunakan untuk *liquid* :

$$C_p = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3 + C_5 T^4$$

Komponen	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
CH ₃ CH ₂ OH	102640	-139,63	-0,0303	0,0020	0,0000
H ₂ O	276370	-2090,10	8,1250	-0,0141	0,0001

CH ₃ CHO	115100	-433,00	1,4250	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	426790	-3694,60	13,8280	-0,0135	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	226230	-624,80	1,4720	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	139640	-320,80	0,8985	0,0000	0,0000
H ₂	67	6765,90	-123,630	478,2700	

Tabel 2-196 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

Heat of Formation

Komponen	H _F (kkal/kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	-56154
H ₂ O	-57795
CH ₃ CHO	-39771
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	-70005
CH ₃ COOC ₂ H ₅	-106238
CH ₃ COOH	-110206
H ₂	0

Tabel 2-221 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

Heat of Vaporization

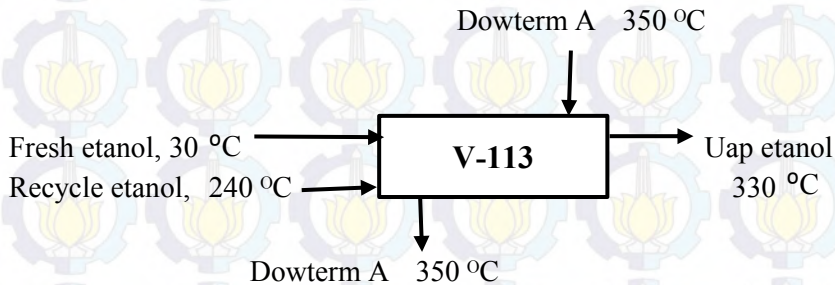
Rumus :
$$H_v = C_1 + (1 - T_r) C_2 + C_3 \cdot T_r + C_4 \cdot T_r^2$$

Komponen	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄
CH ₃ CH ₂ OH	55789000	0,3125	0,0000	0,0000
H ₂ O	52053000	0,3199	-0,2120	0,2580
CH ₃ CHO	38366000	0,4008	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	79227000	0,5836	0,0202	-0,0865
CH ₃ COOC ₂ H ₅	49330000	0,3847	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	40179000	2,6037	-5,0031	2,7069
H ₂	102700	0,6980	-1,8170	1,4470

Tabel 2-193 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

1. Vaporizer (V-113)

1 Kegunaan : Untuk mengubah fase metanol *liquid* menjadi
vapor



Neraca energi total :

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Entalpi bahan masuk :

1. Entalpi etanol dari tangki penyimpanan pada suhu 30°C

Komponen	Massa (kg)	BM	kmol	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,80	46,07	6111,53	298,15
H ₂ O	11731,20	18,02	651,181	303,15

Data kapasitas panas bahan pada suhu 30°C

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{ref}}^T C_p dt \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} &= C_1 (T - T_{ref}) + \frac{C_2}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C_3}{3} (T^3 - T_{ref}^3) \\
 &+ \frac{C_4}{4} (T^4 - T_{ref}^4) + \frac{C_5}{5} (T^5 - T_{ref}^5) \\
 &= 102640 (303,15 - 298,15) + \frac{-139,63}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\
 &+ \frac{-0,030341}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,0020386}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 566611,111 \text{ J/kmol.K} = 135,423 \text{ kkal/kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dt \text{ H}_2\text{O (l)} &= C_1 (T - T_{\text{ref}}) + \frac{C_2}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C_3}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) \\
 &+ \frac{C_4}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{C_5}{5} (T^5 - T_{\text{ref}}^5) \\
 &= 276370 (303,15 - 298,15) + \frac{-2090,1}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\
 &+ \frac{8,125}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{-0,014116}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \\
 &+ \frac{0,000093701}{5} (303,15^5 - 298,15^5) \\
 &= 3822312,41 \text{ J/kmol.K} = 913,555 \text{ kkal/kmol.K}
 \end{aligned}$$

Data kapasitas panas :

Komponen	C _p (kkal/kmol)	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	135,4233	5
H ₂ O	913,5546	5

Entalpi bahan :

$$\begin{aligned}
 H \text{ CH}_3\text{CH}_2\text{O} &= 6111,53 \times 677,1165 = 4138220,14 \\
 H \text{ H}_2\text{O} &= 651,181 \times 4567,773 = 2974444,92 + \\
 &= 7112665,05 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

2. Entalpi etanol dari recycle pada suhu 240°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Massa bahan :

Komponen	Massa (kg)	BM	kmol
CH ₃ CH ₂ OH	154185,0974	46,1	3346,87
H ₂ O	3360,8300	18,0	186,55

Data kapasitas panas bahan pada suhu 230°C

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dt \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} = C_1 (T - T_{\text{ref}}) + \frac{C_2}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C_3}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3)$$

$$\begin{aligned}
& + \frac{C_4}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{C_5}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \\
& = 102640(503,15 - 298,15) + \frac{-139,63}{2}(503,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{-0,030341}{3}(503,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,0020386}{4}(503,15^4 - 298,15^4) \\
& = 6640343,79 \text{ J/kmol.K} = 1587,08 \text{ kkal/kmol.K} \\
\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dt \text{ H}_2\text{O (l)} &= C_1(T - T_{\text{ref}}) + \frac{C_2}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C_3}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) \\
& + \frac{C_4}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{C_5}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \\
& = 276370(503,15 - 298,15) + \frac{-2090,1}{2}(503,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{8,125}{3}(503,15^3 - 298,15^3) + \frac{-0,014116}{4}(503,15^4 - 298,15^4) \\
& + \frac{0,000093701}{5}(503,15^5 - 298,15^5) \\
& = 87898844,2 \text{ J/kmol.K} = 21008,3 \text{ kkal/kmol.K}
\end{aligned}$$

Perhitungan entalpi penguapan :

$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$:

$$\lambda = 55789000 + (1 - 0,1525)^{0,3125 + 0 \times 0,1525 + 0 \times 0,1525^2}$$

$$\lambda = 55789000,7 \text{ J/kmol} = 13333,9 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} : 0,3199 + (-0,212) \times 0,1545 +$$

$$\lambda = 52053000 + (1 - 0,1545)^{0,258 \times 0,1545^2}$$

$$\lambda = 52053000,8 \text{ J/kmol} = 12441 \text{ kkal/kmol}$$

Data kapasitas panas pada suhu 330°C

$$\begin{aligned} C_p \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH (g)} &= 49200 + 145770 \left(\frac{1663 / (603,15 - 351,52)}{\sinh \left(\frac{1663}{603,15 - 351,52} \right)} \right)^2 \\ &\quad + 93900 \left(\frac{745 / (573,15 - 351,52)}{\cosh \left(\frac{745}{573,15 - 351,52} \right)} \right)^2 \\ &= 49246,3606 \text{ J/kmol.K} = 11,7702 \text{ kkal/kmol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ H}_2\text{O (g)} &= 33363 + 2679 \left(\frac{261 / (573,15 - 373,15)}{\sinh \left(\frac{261}{573,15 - 373,15} \right)} \right)^2 \\ &\quad + 8896 \left(\frac{1169 / (603,15 - 351,52)}{\cosh \left(\frac{1169}{603,15 - 351,52} \right)} \right)^2 \\ &= 51100,541 \text{ J/kmol.K} = 12,2133 \text{ kkal/kmol.K} \end{aligned}$$

Data kapasitas panas :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	$C_{p(g)}$	ΔT	λ
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	11,7702	252	13333,8912
H ₂ O	21008,3	74,97	12,2133	230	12440,9658

Entalpi bahan :

$$\text{H CH}_3\text{CH}_2\text{OH (l)} = 3346,87 \times 84702,5 = 283488199$$

$$\text{H H}_2\text{O (l)} = 186,55 \times 1575078 = 293837824 +$$

$$\text{Entalpi liquid} = 577326023 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 n \lambda \text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} &= 3346,87 \times 13333,9 = 44626805,5 \\
 n \lambda \text{H}_2\text{O} &= 186,55 \times 12441 = 2320917,08 + \\
 \hline
 \text{Entalpi penguapan} &= 46947722,6 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH (g)} &= 3346,87 \times 2961,73 = 9912513,14 \\
 H \text{H}_2\text{O (g)} &= 186,554 \times 2809,06 = 524043,317 + \\
 \hline
 \text{Entalpi gas} &= 10436556,5 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi total} &= \text{entalpi liquid} + \text{entalpi penguapan} + \text{entalpi gas} \\
 &= 577326023 + 46947722,6 + 10436556,5 \\
 &= 634710302 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	11,7702	252
H_2O	21008,3	74,97	12441	12,2133	230

Entalpi recycle

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3346,87	338027517,65
H_2O	186,55	296682784,43

Entalpi bahan keluar :

3. Entalpi uap etanol ke reaktor pada suhu 330°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	49246,4	252
H_2O	21008,3	74,97	12441	51100,5	230

Entalpi keluar vaporizer

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	9458,40	118134496635,68
H ₂ O	837,73	11175923781,03

Neraca energi total :

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Q loss = 5% dari Q supply (Ulrich)

$$641822967,14 + Q \text{ supply} = 129310420417 + 5\% Q \text{ supply}$$

$$Q \text{ supply} = 1,35441\text{E}+11 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ loss} = 6772031445 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Dowtherm A :

Dipakai Dowtherm suhu 350 °C

$$\lambda = 244 \text{ kJ/kg} = 58,32 \text{ kkal/kg (The Dow Chemical)}$$

$$\lambda = M \cdot \lambda$$

$$M = Q / \lambda = 135440628894 / 58,3174$$

$$= 2322473735 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Dari F-111</u>		<u>Menuju R-110</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	4138220,14	CH ₃ CH ₂ OH (g)	118134496636
H ₂ O (l)	2974444,92	H ₂ O (g)	11175923781
	<u>7112665,0535</u>		<u>129310420417</u>
<u>Recycle</u>			
CH ₃ CH ₂ OH (l)	338027517,7		
H ₂ O (l)	296682784,43		
	<u>634710302,09</u>		
Qsupply	135440628894	Qloss	6772031445
	136082451861,42		136082451861,42

2. Reaktor (R-110)

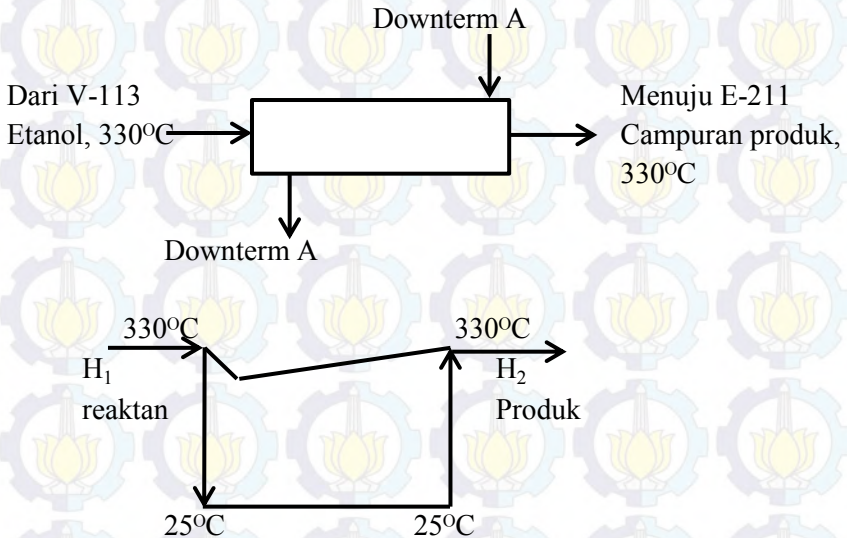
Fungsi : Dehidrogenasi etanol menjadi acetaldehyde

Kondisi operasi *Tekanan operasi = 6,4 atm

*Suhu operasi = 330°C

*Waktu kontak = 2,4 detik (US.Patent : 4,220,803 :4)

*Konversi etanol = 60%



$$\Delta H_{\text{reaksi}} \\ \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} = \Delta H_F^{\text{produk}} - \Delta H_F^{\text{reaktan}}$$

Neraca energi total :

$$Q = (H_2 + \Delta H_R^{25^\circ\text{C}}) - H_1$$

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned} \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar vaporizer (V-113)} \\ &= -129310420416,71 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi campuran produk pada suhu 330°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(0)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	11,7702	252
H_2O	21008,3	74,97	12441	12,2137	230
CH_3CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,7209	310
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	5364,69	92,4	18935,7	21,7207	213
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2225,44	52,1	11790,2	23,856	253
CH_3COOH	3032,97	93	9603,01	9,63931	212
H_2	-	-	-	6,60069	305

Entalpi keluar reaktor

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3477,65	351235638,91
H_2O	806,813	1283097929,69
CH_3CHO	5675,04	74377280,47
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	43,6751	22678346,79
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	71,8839	9615801,41
CH_3COOH	74,5971	21910111,30
H_2	5968	12014851,43

Perhitungan Panas Reaksi :

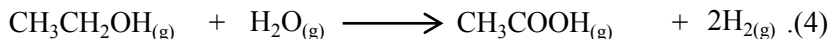
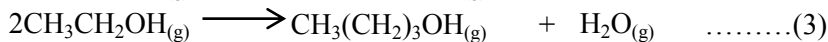
ΔH reaksi pada suhu standar :

$$\Delta H_R^{25^\circ\text{C}} = \Delta H_{\text{f produk}} - \Delta H_{\text{f reaktan}}$$

Reaksi utama:



Reaksi samping :



Tinjauan panas reaksi :

$$\begin{aligned} 1) \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 5732,47 \times -39771 + 5732,47 \times 0 \\ &\quad - 5732,47 \times -56154 \\ &= 93919961,6 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2) \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 72,6113 \times -106238 + 145,223 \times 0 \\ &\quad - 145,223 \times -56154 \\ &= 440804,994 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3) \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 44,1171 \times -70005 + 44,1171 \times -57795 \\ &\quad - 88,2342 \times -56154 \\ &= -683414,72 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4) \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 75,352 \times -110206 + 150,704 \times 0 \\ &\quad - 75,352 \times -56154 + 75,352 \times -57795 \\ &= 282101,923 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 93919961,6 + 440804,994 + -683414,72 \\ &\quad + 282101,923 \\ &= 93959453,8 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 0 &= \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} + H_{\text{out}} - H_{\text{in}} \\ &= 93959453,82 + 1774929960,0 - 129310420416,71 \\ &= 131179309830,5 \end{aligned}$$

Kebutuhan Dowterm A :

Dowterm A yang digunakan fase vapor dengan suhu 350 C

$$\lambda = 244 \text{ kJ/kg} = 58,32 \text{ kkal/kg (The Dow Chemical)}$$

$$\lambda = M \cdot \lambda$$

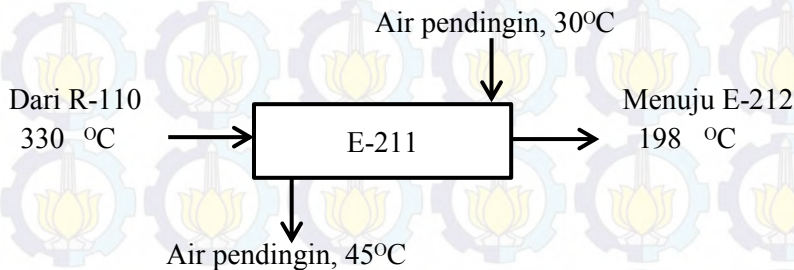
$$\begin{aligned} M = Q / \lambda &= 131179309831 / 58,32 \\ &= 2249402592 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari V-113		Menuju E-211	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	1,18134E+11	CH ₃ CH ₂ OH (g)	351235638,91
H ₂ O (g)	11175923781	H ₂ O (g)	1283097929,7
	-129310420417	CH ₃ CHO (g)	74377280,47
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22678346,79
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9615801,41
		CH ₃ COOH (g)	21910111,30
		H ₂ (g)	12014851,43
			1774929960,0
Qsupply	131179309830,53	$\Delta H_R^{25^\circ\text{C}}$	93959453,82
	1868889413,83		1868889413,83

3. Cooler (E-211)

Fungsi : mendinginkan effluent reaktor



Neraca energi total :

$$H \text{ bahan masuk} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{serap}}$$

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned} \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar reaktor (R-110)} \\ &= 1774929960,00 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi campuran produk pada suhu 198°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	13333,9	11,7591	120
H ₂ O	21008,3	74,97	12441	8,86587	98
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,6383	178
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	18935,7	21,7204	80,6
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2225,44	52,1	11790,2	23,8552	121
CH ₃ COOH	3032,97	93	9603,01	9,60803	80
H ₂	-	-	-	6,60062	173

Entalpi keluar cooler

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	3477,65	345827943,99
H ₂ O	806,813	1281532403,37
CH ₃ CHO	5675,04	66262874,56
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	43,6751	22553123,06
CH ₃ COOC ₂ H ₅	71,8839	9389431,50
CH ₃ COOH	74,5971	21815008,06
H ₂	5968	6814908,67

Neraca energi total:

H bahan masuk = H bahan keluar + Qserap

$$1774929960,00 = 1754195693,22 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 20734266,79 \text{ kkal}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin :

Suhu air pendingin masuk = 30°C (Ulrich : 427)

Suhu air pendingin keluar = 45°C (Ulrich : 427)

Cp air pendingin = 1 kkal/kg.°C (perry 8th ed)

Qserap = m. Cp. ΔT

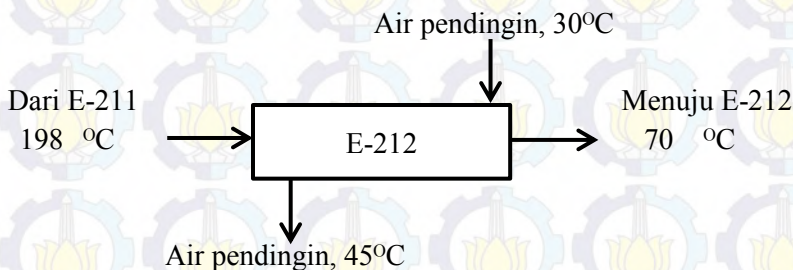
$$m = \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{20734266,79}{15} = 1382284,45 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari R-110		Menuju E-212	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	351235638,9	CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827943,99
H ₂ O (g)	1283097930	H ₂ O (g)	1281532403,4
CH ₃ CHO (g)	74377280,47	CH ₃ CHO (g)	66262874,56
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22678346,79	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,06
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9615801,41	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,50
CH ₃ COOH (g)	21910111,30	CH ₃ COOH (g)	21815008,06
H ₂ (g)	12014851,43	H ₂ (g)	6814908,67
	1774929960,00		1754195693,2
		Qserap	20734266,79
	1774929960,00		1774929960,00

4. Cooler (E-212)

Fungsi : mendinginkan effluent reaktor



Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Qserap

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned}\text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar cooler (E-211)} \\ &= 1754195693,22 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi campuran produk pada suhu 70°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	-	-	-
H ₂ O	21008,3	74,97	-	-	-
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,6381	343
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	-	-	-
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2225,44	52,1	-	-	-
CH ₃ COOH	3032,97	93	-	-	-
H ₂	-	-	-	6,60062	45

Entalpi keluar cooler

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	3477,65	294565245,47
H ₂ O	806,813	1270793680,88
CH ₃ CHO	5675,04	76245261,36
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	43,6751	21649643,33
CH ₃ COOC ₂ H ₅	71,8839	8334590,22
CH ₃ COOH	74,5971	21041312,62
H ₂	5968	1772664,11

Neraca energi total:

$$H \text{ bahan masuk} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{serap}}$$

$$1754195693,22 = 1694402397,98 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 59793295,24 \text{ kkal}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin :

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$\text{Cp air pendingin} = 1 \text{ kkal/kg.}^{\circ}\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$Q_{\text{serap}} = m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T$$

$$m = \frac{Q_{\text{serap}}}{\text{Cp} \cdot \Delta T} = \frac{59793295,24}{15} = 3986219,68 \text{ kg}$$

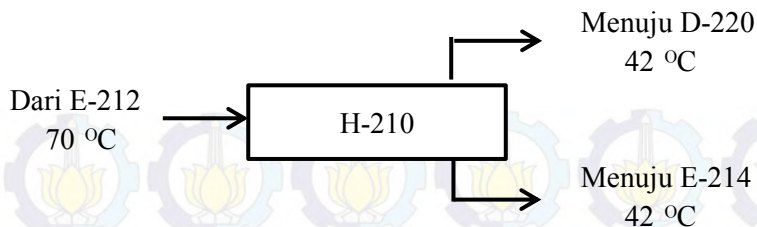
Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari R-110		Menuju E-212	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827944,0	CH ₃ CH ₂ OH (g)	294565245,47
H ₂ O (g)	1281532403	H ₂ O (g)	1270793680,9
CH ₃ CHO (g)	66262874,56	CH ₃ CHO (l)	76245261,36
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,06	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	21649643,33
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,50	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	8334590,22
CH ₃ COOH (g)	21815008,06	CH ₃ COOH (g)	21041312,62
H ₂ (g)	6814908,67	H ₂ (g)	1772664,11
	1754195693,22		1694402398,0
		Qserap	59793295,24
	1754195693,22		1754195693,22

5. Flash Tank (H-210)

Fungsi : Untuk memisahkan fase cair dan fase gas berdasarkan perubahan tekanan secara mendadak.

- Kondisi operasi
- * Tekanan masuk
 - * Tekanan keluar
 - * Suhu masuk
 - * Suhu keluar



Neraca energi total :

H bahan masuk + Q = H bahan keluar

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned} \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar cooler (E-212)} \\ &= 1694402397,98 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

1. Entalpi vapor pada suhu 42°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	470,499	17	-	-	-
H ₂ O	3340,38	17	-	-	-
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,6381	21,8
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	703,277	17	-	-	-
CH ₃ COOC ₂ H ₅	511,049	17	-	-	-
CH ₃ COOH	5,6E+07	17	-	-	-
H ₂	-	-	-	6,60062	17

Entalpi keluar flash tank

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	67,7047	541534,84

H ₂ O	10,774	611815,92
CH ₃ CHO	300,354	3008535,25
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,53314	6374,07
CH ₃ COOC ₂ H ₅	1,60374	13932,97
CH ₃ COOH	0,82013	781307705,21
H ₂	3016,61	338495,33

2. Entalpi liquid pada suhu 42°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(l)}	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	470,499	17	3409,94	27274345,67
H ₂ O	3340,38	17	796,039	45204260,00
CH ₃ CHO	472,756	17	5374,69	43195585,98
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	832,527	17	43,142	610586,60
CH ₃ COOC ₂ H ₅	703,277	17	70,2801	840248,93
CH ₃ COOH	511,049	17	73,777	640961,57

Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Q

$$1694402397,98 = 785828394 + 117765988,7 + Q$$

$$Q = 790808015,64$$

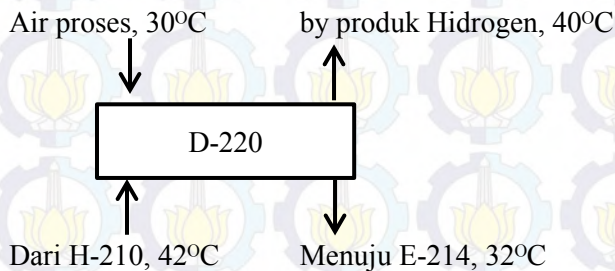
Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari E-212		Vapor ke D-220	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	294565245,5	CH ₃ CH ₂ OH (g)	541534,84
H ₂ O (g)	1270793681	H ₂ O (g)	611815,92
CH ₃ CHO (g)	76245261,4	CH ₃ CHO (g)	3008535,25
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	21649643,3	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	6374,07

$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (g)	8334590,2	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (g)	13932,97
CH_3COOH (g)	21041312,6	CH_3COOH (g)	781307705,2
H_2 (g)	1772664,1	H_2 (g)	338495,33
	<u>1694402397,98</u>		<u>785828393,6</u>
		Liquid ke E-214	
		$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (l)	27274345,67
		H_2O (l)	45204260,00
		CH_3CHO (l)	43195585,98
		$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (l)	610586,60
		$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (l)	840248,93
		CH_3COOH (l)	640961,57
		H_2 (l)	<u>0,00</u>
			117765988,7
		Q	790808015,64
	1694402397,98		1694402397,98

6. Absorber (D-220)

Fungsi : Menyerap gas acetaldehyde dengan air



Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Qserap

Entalpi bahan masuk :

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar cooler
= 1754195693,22 kkal

Entalpi air proses dari utilitas pada suhu = 30°C

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
H ₂ O (l)	913,555	5	1122,53244	5127473,299

Total entalpi bahan masuk = 1759323166,52 kkal

Entalpi bahan keluar :

1. Entalpi by produk Hidrogen pada suhu 40°C

$$H = \int_{T_{ref}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	13333,9	11,7591	-38,4
H ₂ O	21008,3	74,97	12441	8,05437	-60
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,6381	19,8
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	18935,7	21,7204	-77,4
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2225,44	52,1	11790,2	23,8552	-37,1
CH ₃ COOH	3032,97	93	9603,01	9,60803	-78
H ₂	-	-	-	6,60062	19,7

Entalpi by produk hidrogen keluar

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	0	0,00
H ₂ O	10,774	17098681,33
CH ₃ CHO	0	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0	0,00
CH ₃ COOH	0	0,00
H ₂	3016,61	392654,58

2. Entalpi gas terserap pada suhu = 32°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	190,262	7	67,7047	90171,69
H ₂ O	1294,52	7	1122,53	10172018,55
CH ₃ CHO	190,988	7	300,354	401547,59
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	334,642	7	0,53314	1248,88
CH ₃ COOC ₂ H ₅	287,272	7	1,60374	3224,95
CH ₃ COOH	208,513	7	0,82013	1197,05
H ₂	2,2E+07	-	0	0,00

$$\begin{aligned}\text{Total entalpi bahan keluar} &= 17491335,91 + 10669408,72 \\ &= 28160744,63\end{aligned}$$

Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Qserap

$$1759323166,52 = 28160744,63 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 1731162421,89$$

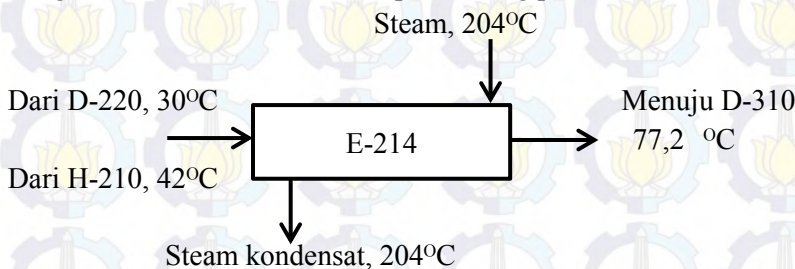
Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari H-210		by produk hidrogen	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827944,0	CH ₃ CH ₂ OH (g)	0,00
H ₂ O (g)	1281532403	H ₂ O (g)	17098681,33
CH ₃ CHO (g)	66262874,6	CH ₃ CHO (g)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,1	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,5	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	0,00
CH ₃ COOH (g)	21815008,1	CH ₃ COOH (g)	0,00
H ₂ (g)	6814908,7	H ₂ (g)	392654,58
	<u>1754195693,22</u>		<u>17491335,9</u>

Air proses dari utilitas		Gas terserap menuju ke E-214	
H ₂ O (l)	5127473,30	CH ₃ CH ₂ OH (l)	90171,69
		H ₂ O (l)	10172018,55
		CH ₃ CHO (l)	401547,59
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	1248,88
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	3224,95
		CH ₃ COOH (l)	1197,05
		H ₂ (l)	0,00
			10669408,7
		Qserap	1731162421,9
1759323166,52		1759323166,52	

7. Heater (E-214)

Fungsi : memanaskan bahan sampai boiling point feed distilasi



Neraca energi total :

$$H \text{ bahan masuk} + Q_{\text{supply}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{loss}}$$

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar absorber} + \text{Entalpi keluar flash tank} \\
 &= 128435397,5 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi liquid ke D-310 pada suhu = 77,2°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1548,49	52,2	3477,65	281101819,61
H_2O	12720,7	52,2	1918,57	1273967230,73
CH_3CHO	1557,58	52,2	5675,04	461412968,60
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	2777,11	52,2	43,6751	6331369,28
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2229,93	52,2	71,8839	8367447,18
CH_3COOH	1625,53	52,2	74,5971	6329746,77

Neraca energi total :

$H \text{ bahan masuk} + Q_{\text{supply}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{loss}}$

$Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ dari } Q_{\text{supply}} \text{ (Ulrich)}$

$$128435397 + Q_{\text{supply}} = 2037510582,17 + 5\% Q_{\text{supply}}$$

$$Q_{\text{supply}} = 2009552826 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 100477641 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg (Smith Van Ness; Steam Table F.1)}$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 2009552826 / 459,253$$

$$= 4375699,9 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>liquid Dari H-210</u>		<u>Menuju D-310</u>	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} \text{ (l)}$	27274345,7	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} \text{ (l)}$	281101819,61
$\text{H}_2\text{O} \text{ (l)}$	45204260,0	$\text{H}_2\text{O} \text{ (l)}$	1273967230,7
$\text{CH}_3\text{CHO} \text{ (l)}$	43195586,0	$\text{CH}_3\text{CHO} \text{ (l)}$	461412968,60
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH} \text{ (l)}$	610586,6	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH} \text{ (l)}$	6331369,28
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5 \text{ (l)}$	840248,9	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5 \text{ (l)}$	8367447,18
$\text{CH}_3\text{COOH} \text{ (l)}$	640961,6	$\text{CH}_3\text{COOH} \text{ (l)}$	6329746,77

H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	117765988,75		2037510582,2
liquid Dari D-220		Qloss	100477641,3
CH ₃ CH ₂ OH (l)	90171,7		
H ₂ O (l)	10172018,6		
CH ₃ CHO (l)	401547,6		
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	1248,9		
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	3225,0		
CH ₃ COOH (l)	1197,1		
H ₂ (l)	0,0		
	10669408,72		
Qsupply	2009552826		
	2137988223,47		2137988223,47

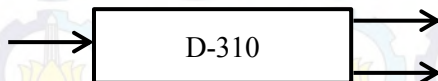
8. Kolom Distilasi I (D-310)

Fungsi : memisahkan acetaldehyde dari etanol

Kondisi operasi * Tekanan = 6 atm

* Suhu = trial boiling point feed

Dari E-214
77,2 °C



Produk atas
167 °C

Produk bawah
251 °C

Neraca energi total :

H bahan keluar + Qreboiler = H bahan keluar + Qcondensor + Qloss

F.Hf + Qreboiler = D. Hd + B.Hb + Qcondensor + Qloss

Entalpi bahan masuk (F.Hf) :

Entalpi liquid dari E-214 pada suhu = 77,2 °C

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar heater (E-214)

= 2037510582,2 kkal

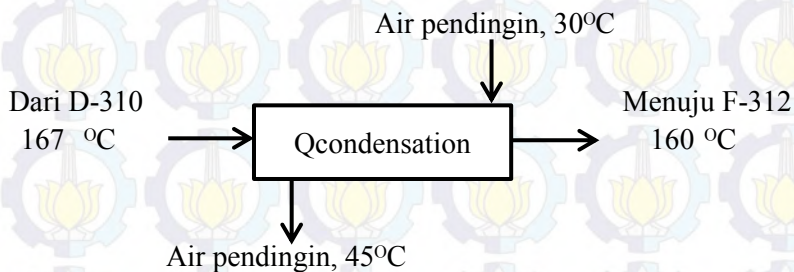
Dari Neraca massa :

Berat Vapor (V) dan Refluks (L) :

Komponen	V (kmol)	L (kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	13656,1129	7981,0707
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000

Neraca energi sekitar Condensor (Qcondensation) :

$$Q_{\text{condensation}} = V.HV - D.HD - L.HL$$



Entalpi Vapor (V.HV) pada suhu 168 °C (terjadi perubahan fase)

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	Cp(l)	ΔT	λ	Cp(g)	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	13333,9	49200	89,6
H ₂ O	21008,3	74,97	12441	34096,4	68
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	44510	148
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	18935,7	90878	50,6
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2225,44	52,1	11790,2	99810	90,9
CH ₃ COOH	3032,97	93	9603,01	40200	50
H ₂	-	-	-	27617	148

Entalpi vapor

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00
CH ₃ CHO	13656,11	89971458491,20
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00
CH ₃ COOH	0,0000	0,00
H ₂	0,0000	0,00

Entalpi Distilat (D.HD) pada suhu 160°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(0)}	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	135	0,00	0,00
H ₂ O	54422,1	135	0,00	0,00
CH ₃ CHO	4822,45	135	5675,04	3694625216,19
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	135	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	135	0,00	0,00
CH ₃ COOH	4640,9	135	0,00	0,00

Entalpi Refluks (L.HL) pada suhu 160°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(0)}	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	135	0,00	0,00
H ₂ O	54422,1	135	0,00	0,00
CH ₃ CHO	4822,45	135	7981,07	5195920041,41
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	135	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	135	0,00	0,00
CH ₃ COOH	4640,9	135	0,00	0,00

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= V.H_v - D.HD - L.HL \\
 &= 89971458491 - 3694625216,19 - \\
 &\quad 5195920041,41
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{condensation}} = 81080913234$$

Kebutuhan pendingin :

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ulrich} : 427)$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 45^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ulrich} : 427)$$

$$\text{Cp pendingin} = 1 \text{ kkal/kg.}^{\circ}\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$Q_{\text{condensor}} = m. \text{Cp. } \Delta T$$

$$= \frac{Q_{\text{conden}}}{\text{Cp. } \Delta T} = \frac{81080913233,6}{15} = 5405394216 \text{ kg}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi Bottom (B.HB) pada suhu 251 C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(0)}	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	10390,6	226	3477,65	8166451881,88
H ₂ O	154216	226	1918,57	66867831304,3
CH ₃ CHO	9940,19	226	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	15934,4	226	43,68	157281402,92
CH ₃ COOC ₂ H ₅	12123,3	226	71,88	196952207,62
CH ₃ COOH	8829	226	74,60	148847664,88

Neraca energi total :

$$H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{reboiler}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

$$95\%Q_{\text{reboiling}} = 3694625216,19 + 75537364461,62 + 81080913234 - 2037510582,2$$

$$Q_{\text{reboiling}} = 1,66606\text{E}+11 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 8330283807 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg} \quad (\text{Smith Van Ness; Steam Table F.1})$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 1,66606\text{E}+11 / 459,253$$

$$= 362775455 \text{ kg}$$

Neraca energi :

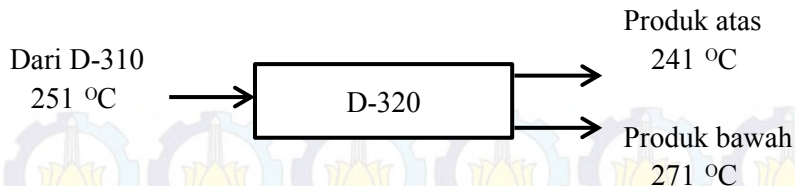
Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Liquid dari E-214		Produk atas	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	281101819,6	CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,00
H ₂ O (l)	1273967231	H ₂ O (l)	0,00
CH ₃ CHO (l)	461412968,6	CH ₃ CHO (l)	3694625216,2
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	6331369,3	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	8367447,2	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,00
CH ₃ COOH (l)	6329746,8	CH ₃ COOH (l)	0,00
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	2037510582,17		3694625216,2
Qreboilling	1,66606E+11	Produk bawah	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	8166451881,9
		H ₂ O (l)	66867831304
		CH ₃ CHO (l)	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	157281402,92
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	196952207,62
		CH ₃ COOH (l)	148847664,88
		H ₂ (l)	0,00
			75537364462
		Qcondensation	81080913234
		Qloss	8330283807
	168643186718,21		168643186718,21

9. Kolom Distilasi II (D-320)

Fungsi : memisahkan etil asetat dan etanol dari komponen lainnya.

Kondisi operasi * Tekanan = 6 atm

* Suhu = trial boiling point feed



Neraca energi total :

$$H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{reboiler}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

$$F.H_f + Q_{\text{reboiler}} = D.H_d + B.H_b + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

Entalpi bahan masuk (F.H_f) :

Entalpi liquid dari D-310 pada suhu = 251 °C

$$\begin{aligned} \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar distilasi (D-310)} \\ &= 75537364461,6 \text{ kkal} \end{aligned}$$

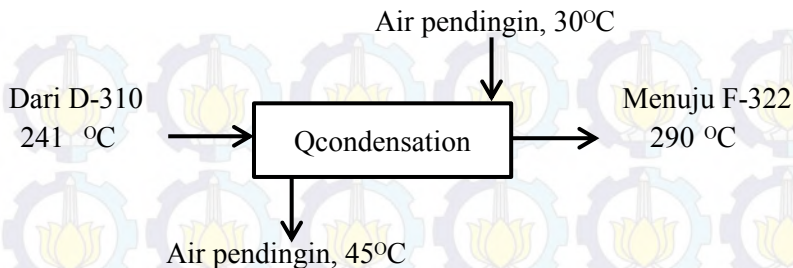
Dari Neraca massa :

Berat Vapor (V) dan Refluks (L) :

Komponen	V (kmol)	L (kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	10229,8239	6752,1776
H ₂ O	564,3658	372,5087
CH ₃ CHO	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	211,4532	139,5693
CH ₃ COOH	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000

Neraca energi sekitar Condensor ($Q_{\text{condensation}}$) :

$$Q_{\text{condensation}} = V.HV - D.HD - L.HL$$



Entalpi Vapor ($V.HV$) pada suhu 241°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	49207,9	569
H_2O	21008,3	74,97	12441	48670,6	569
CH_3CHO	-128,128	-4,8	9169,69	44630,8	569
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	5364,69	92,4	18935,7	90878,1	569
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2225,44	52,1	11790,2	99810,4	569
CH_3COOH	3032,97	93	9603,01	40219,1	569
H_2	-	-	-	27617,1	569

Entalpi vapor

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	10229,82	287506040087,50
H_2O	564,3658	16529352685,64
CH_3CHO	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	211,4532	12039045996,90
CH_3COOH	0,0000	0,00
H_2	0,0000	0,00

Entalpi Distilat (D.HD) pada suhu 240°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	215	3477,65	3631759399,36
H ₂ O	54422,1	215	191,86	2244872987,15
CH ₃ CHO	4822,45	215	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	215	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	215	71,88	98144836,71
CH ₃ COOH	4640,9	215	0,00	0,00

Entalpi Refluks (L.HL) pada suhu 240°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	215	6752,18	7051402623,29
H ₂ O	54422,1	215	372,51	4358632147,64
CH ₃ CHO	4822,45	215	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	215	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	215	139,57	190557435,93
CH ₃ COOH	4640,9	215	0,00	0,00

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= V.H_v - D.HD - L.HL \\
 &= 3,16074E+11 - 5974777223,23 - \\
 &\quad 11600592207
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{condensation}} = 2,98499E+11$$

Kebutuhan pendingin :

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$C_p \text{ pendingin} = 1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= m. C_p. \Delta T \\
 &= \frac{Q_{\text{conden}}}{C_p. \Delta T} = \frac{2,98499E+11}{15} = 1,9900E+10 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi Bottom (B.HB) pada suhu 271 C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(0)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	10390,6	246	0,00	0,00
H_2O	154216	246	1726,71	65506804649,5
CH_3CHO	9940,19	246	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	15934,4	246	43,68	171200111,14
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	12123,3	246	0,00	0,00
CH_3COOH	8829	246	74,60	162020024,61

Neraca energi total :

H bahan keluar + Qreboiler = H bahan keluar + Qcondensor + Qloss

$$95\%Q_{\text{reboiling}} = 5974777223,23 + 65840024785,20 + \\ 2,98499\text{E}+11 - 75537364461,6$$

$$Q_{\text{reboiling}} = 3,10291\text{E}+11 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 15514552994 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg (Smith Van Ness; Steam Table F.1)}$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 3,10291\text{E}+11 / 459,253 \\ = 675643130 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Liquid dari D-310		Produk atas	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (l)	8166451882	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (l)	3631759399,4
H_2O (l)	66867831304	H_2O (l)	2244872987,2
CH_3CHO (l)	0,0	CH_3CHO (l)	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (l)	157281402,9	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (l)	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (l)	196952207,6	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (l)	98144836,71

CH ₃ COOH (l)	148847664,9	CH ₃ COOH (l)	0,00
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	<hr/>		<hr/>
	75537364462		5974777223,2
Qreboilling	3,10291E+11	Produk bawah	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
		H ₂ O (l)	65506804649
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	171200111,1
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	162020024,6
		H ₂ (l)	0,0
			<hr/>
			65840024785
		Qcondensation	298499069340
		Qloss	15514552994
	<hr/>		<hr/>
	385828424342,41		385828424342,41

10. Extractive Distillation (D-330)

Fungsi : memisahkan etil asetat dengan etanol menggunakan solvent.

Kondisi operasi * Tekanan = 6 atm

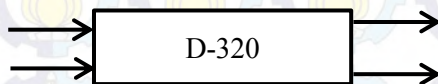
* Suhu = trial boiling point feed

Dari D-320

241 °C

Solvent

30 °C



Produk atas

296 °C

Produk bawah

261 °C

Neraca energi total :

H bahan keluar + Qreboiler = H bahan keluar + Qcondensor + Qloss

F.Hf + Qreboiler = D. Hd + B.Hb + Qcondensor + Qloss

Entalpi bahan masuk (F.Hf) :

Entalpi liquid dari D-320 pada suhu = 241 °C

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar distilasi (D-320)
 = 5974777223,2 kkal

Entalpi etilen glikol = 0 kkal

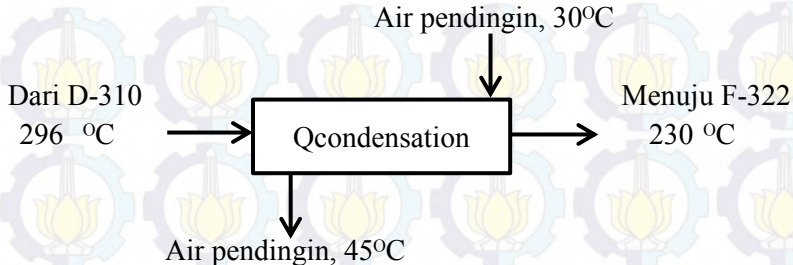
Dari Neraca massa :

Berat Vapor (V) dan Refluks (L) :

Komponen	V (kmol)	L (kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	179,6223	107,7384
CH ₃ COOH	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,0000

Neraca energi sekitar Condensor (Qcondensation) :

Qcondensation = V.HV - D.HD - L.HL



Entalpi Vapor (V.HV) pada suhu 296°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(l)}	ΔT	λ	C _{p(g)}	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	13333,9	49207,9	569
H ₂ O	21008,3	74,97	12441	48670,6	569
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	44630,8	569
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	18935,7	90878,1	569

$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2225,44	52,1	11790,2	99810,4	569
CH_3COOH	3032,97	93	9603,01	40219,1	569
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0	-	-	-	569

Entalpi vapor

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,000	0,00
H_2O	0,0000	0,00
CH_3CHO	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	179,6223	10226759580,88
CH_3COOH	0,0000	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,0000	0,00

Entalpi Distilat (D.HD) pada suhu 230°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$\text{Cp}_{(l)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	4857,28	205	0,00	0,00
H_2O	54422,1	205	0,00	0,00
CH_3CHO	4822,45	205	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	8492,12	205	0,00	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6350,35	205	71,88	93579960,58
CH_3COOH	4640,9	205	0,00	0,00

Entalpi Refluks (L.HL) pada suhu 230°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$\text{Cp}_{(l)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	4857,28	205	0,00	0,00
H_2O	54422,1	205	0,00	0,00
CH_3CHO	4822,45	205	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	8492,12	205	0,00	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6350,35	205	107,74	140256148,70
CH_3COOH	4640,9	205	0,00	0,00

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= V.H_v - D.H_D - L.H_L \\
 &= 10226759580,9 - 93579960,58 - \\
 &\quad 140256148,70
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{condensation}} = 9992923471,6$$

Kebutuhan pendingin :

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich} : 427)$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich} : 427)$$

$$C_p \text{ pendingin} = 1 \text{ kkal/kg} \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= \frac{Q_{\text{conden}}}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{9992923471,6}{15} = 666194898 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi Bottom (B.HB) pada suhu 261 C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(0)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	10390,6	236	3477,65	8527799310,28
H_2O	154216	236	191,86	6982658490,2
CH_3CHO	9940,19	236	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	15934,4	236	0,00	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	12123,3	236	0,00	0,00
CH_3COOH	8829	236	0,00	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0	236	2738,84	0,00

Neraca energi total :

$$H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{reboiler}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

$$\begin{aligned}
 95\%Q_{\text{reboiling}} &= 93579960,58 + 15510457800,47 + \\
 &\quad 9992923471,6 - 5974777223,2
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{reboiling}} = 20654930536,2 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 1032746527 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg} \quad (\text{Smith Van Ness; Steam Table F.1})$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 20654930536,2 / 459,253$$

$$= 44975069,3 \text{ kg}$$

Neraca energi :

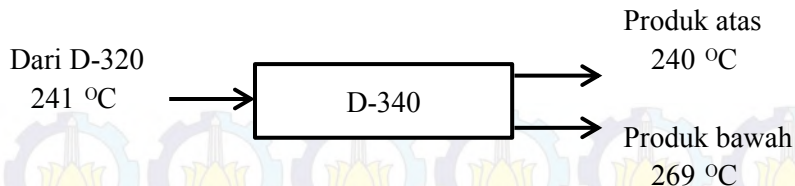
Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Liquid dari D-320		Produk atas	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	3631759399	CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
H ₂ O (l)	2244872987	H ₂ O (l)	0,00
CH ₃ CHO (l)	0	CH ₃ CHO (l)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	98144836,7	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	93579960,58
CH ₃ COOH (l)	0,0	CH ₃ COOH (l)	0,00
	5974777223,23	C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00
C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0		93579960,6
Qreboilling	20654930536,2	Produk bawah	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	8527799310,3
		H ₂ O (l)	6982658490
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	0,0
		C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,0
			15510457800
		Qcondensation	9992923472
		Qloss	1032746527
	26629707759,46		26629707759,46

11. Distilasi III (D-340)

Fungsi : memisahkan etanol dengan solvent (etilen glikol).

Kondisi operasi * Tekanan = 6 atm

* Suhu = trial boiling point feed



Neraca energi total :

$$H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{reboiler}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

$$F.H_f + Q_{\text{reboiler}} = D.H_d + B.H_b + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

Entalpi bahan masuk (F.Hf) :

Entalpi liquid dari D-330 pada suhu = 261 °C

$$\begin{aligned} \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar distilasi (D-330)} \\ &= 15510457800,5 \text{ kkal} \end{aligned}$$

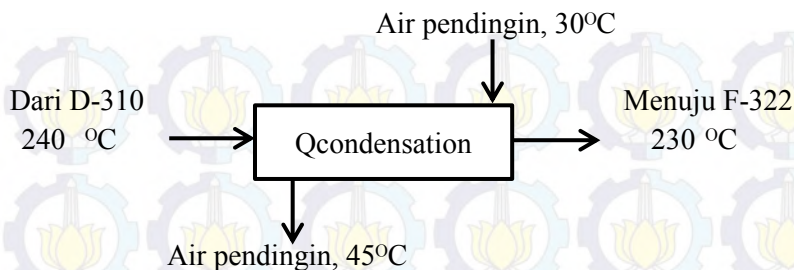
Dari Neraca massa :

Berat Vapor (V) dan Refluks (L) :

Komponen	V (kmol)	L (kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	30566,3279	27088,6815
H ₂ O	1686,3038	1494,4467
CH ₃ CHO	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,0000

Neraca energi sekitar Condensor ($Q_{\text{condensation}}$) :

$$Q_{\text{condensation}} = V.HV - D.HD - L.HL$$



Entalpi Vapor ($V.HV$) pada suhu 240°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	58621,6	569
H_2O	21008,3	74,97	12441	57957,3	569
CH_3CHO	-128,128	-4,8	9169,69	52382,5	569
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	5364,69	92,4	18935,7	99582,1	569
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2225,44	52,1	11790,2	103817	569
CH_3COOH	3032,97	93	9603,01	64746	569
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0	-	-	-	569

Entalpi vapor

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	30566,33	1022826572988,44
H_2O	1686,30	58302106058,15
CH_3CHO	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0000	0,00
CH_3COOH	0,0000	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,0000	0,00

Entalpi Distilat (D.HD) pada suhu 230°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	205	3477,65	3462840358
H ₂ O	54422,1	205	191,86	2140460290
CH ₃ CHO	4822,45	205	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	205	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	205	0,00	0,00
CH ₃ COOH	4640,9	205	0,00	0,00

Entalpi Refluks (L.HL) pada suhu 230°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	205	27088,68	26973352280
H ₂ O	54422,1	205	1494,45	16672841796
CH ₃ CHO	4822,45	205	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	205	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	205	0,00	0,00
CH ₃ COOH	4640,9	205	0,00	0,00

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= V.H_v - D.HD - L.HL \\
 &= 1081128679047 - 5603300647,61 - 43646194076
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{condensation}} = 1031879184323$$

Kebutuhan pendingin :

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$C_p \text{ pendingin} = 1 \text{ kkal/kg} \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= \frac{Q_{\text{conden}}}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{1,03188\text{E}+12}{15} = 6,8792\text{E}+10 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi Bottom (B.HB) pada suhu 269 C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(0)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	10390,6	236	0,00	0,00
H_2O	154216	236	0,00	0,0
CH_3CHO	9940,19	236	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	15934,4	236	0,00	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	12123,3	236	0,00	0,00
CH_3COOH	8829	236	0,00	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0	236	2738,84	0,00

Neraca energi total :

$H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{reboiler}} = H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$

$$95\%Q_{\text{reboiling}} = 5603300647,61 + 0,00 + 1031879184323 - 15510457800,5$$

$$Q_{\text{reboiling}} = 1075760028601 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 53788001430 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg (Smith Van Ness; Steam Table F.1)}$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 1075760028601 / 459,253 = 2342413193 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Liquid dari D-330		Produk atas	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (l)	8527799310	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (l)	3462840357,5
H_2O (l)	6982658490	H_2O (l)	2140460290,1
CH_3CHO (l)	0	CH_3CHO (l)	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (l)	0,0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (l)	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (l)	0,0	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (l)	0,00

CH ₃ COOH (l)	0,0	CH ₃ COOH (l)	0,00
C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00	C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00
	15510457800		5603300647,6
Qreboilling	1075760028601	Produk bawah	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
		H ₂ O (l)	0
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	0,0
		C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,0
			0
		Qcondensation	1031879184323
		Qloss	53788001430
	1091270486401,03		1091270486401,03

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\Sigma (\text{fraksi berat}/\rho \text{ bahan})} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

(1 gr/cc = 62.43lb/cuft)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{(0.96/0.789) + (0.04/1)} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho \text{ campuran} = 49,68 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = 293280,04 \text{ kg} = 646565,18 \text{ lb}$$

(1 kg = 2.2046 lb)

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{646565,18 \text{ lb}}{49,68 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 13015,50 \text{ cuft}$$

Direncanakan penyimpanan untuk 7 hari, dengan 7 buah tangki (memudahkan pengisian dan proses pengosongan), sehingga volume masing-masing tangki adalah :

$$= \frac{13015,50 \text{ cuft} \times 7}{7}$$

$$= 13015,50 \text{ cuft}$$

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

$$\text{maka volume tangki} = 13015,50 \times (100/80)$$

$$= 16269,38 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

asumsi dimensi rasio : $H/D = 3$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\text{volume} = 1/4 \pi (D^2) H$$

$$16269,38 = 1/4 \pi (D^2) D$$

$$D = 19,05$$

$$D \approx 20 \text{ ft} = 240 \text{ in}$$

$$H = 60 \text{ ft}$$

$$\approx 64 \text{ ft} = 768 \text{ in}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t \text{ min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan :

- t_{min} = tebal shell minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)
- C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
- E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
- f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$P_{operasi} = P_{hidrostatik}$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times H}{144} = 0,345 \text{ H}$$

P_{design} diambil 10% lebih besar dari $P_{operasi}$ untuk faktor keamanan.

$$P_{design} = 1,1 \times 0,345 = 0,3795 \text{ psia}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 240 = 120 \text{ in}$$

$$t_{min} = \frac{0,3794736 \text{ H} \times 120}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 0,3795)} + 0,125$$

$$= 0,0045 \text{ H} + 0,125$$

Perhitungan tebal shell pada tiap course :

$$\text{Course 1 } t = 0,0045 \times 64 + 0,125$$

$$= 0,413 \text{ in}$$

$$= 1/2 \text{ in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 6,28 \text{ ft}$$

$$\text{Course 2 } t = 0,0045 \times 56 + 0,125$$

$$= 0,377 \text{ in}$$

$$= 7/16 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,28 \text{ ft} \\
 \text{Course 3 } t &= 0,0045 \times 48 + 0,125 \\
 &= 0,3410 \text{ in} \\
 &= 3/8 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,28 \text{ ft} \\
 \text{Course 4 } t &= 0,0045 \times 40 + 0,125 \\
 &= 0,305 \text{ in} \\
 &= 5/16 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,28 \text{ ft} \\
 \text{Course 5 } t &= 0,0045 \times 32 + 0,125 \\
 &= 0,269 \text{ in} \\
 &= 5/16 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,28 \text{ ft} \\
 \text{Course 6 } t &= 0,0045 \times 24 + 0,125 \\
 &= 0,233 \text{ in} \\
 &= 1/4 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,27 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 7} \quad t &= 0,0045 \times 16 + 0,125 \\
 &= 0,197 \text{ in} \\
 &= 1/4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

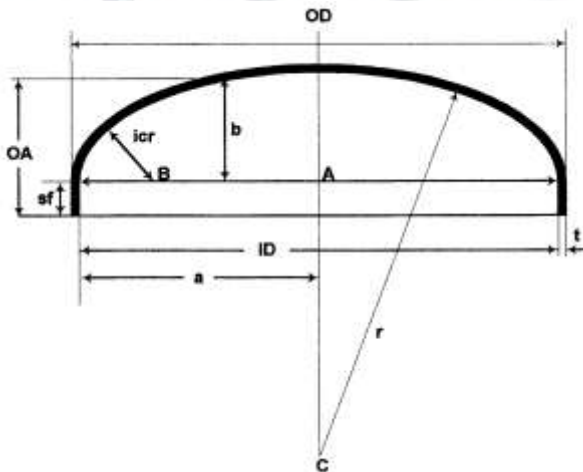
$$\begin{aligned}
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,27 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 8} \quad t &= 0,0045 \times 8 + 0,125 \\
 &= 0,161 \text{ in} \\
 &= 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,27 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal Head

bentuk head = standard dished (torispherical dished head)



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$t_h = \frac{0.885 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young : $\text{icr} = 14 \frac{7}{16} = 14,44$
 $r = 180$

sehingga :

$$\text{th} = \frac{0,885 \times 0,37947 \times 180}{(12650 \times 0,8) - (0,1 \times 0,3795)} + 0,125$$

$$= 0,13 \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/16 \text{ in})$$

$$\text{OD} = 240,375 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 240 \text{ in} = 12 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(\text{th}) \\ &= 240 - 2 \times 14,44 \\ &= 239,63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID}}{2} \\ &= \frac{239,63}{2} \\ &= 119,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 165,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \\ &= 105 \frac{9}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\ &= \sqrt{(171,25^2) - (110,75^2)} \\ &= 127,54 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \text{AC} \\ &= 52,46 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{ts} + b + \text{sf} \\ &= 0,1875 + 52,46 + 1,5 \\ &= 54,14 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 822,14 \text{ in} = 68,5119$$

Dipakai tebal head = 5/16 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{14,4375}{240} = 0,0602 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan

5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : $V =$ volume, ft^3

$Di =$ diameter, in

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 677,376 \quad ft^3$$

$$= 18,88 \quad m^3$$

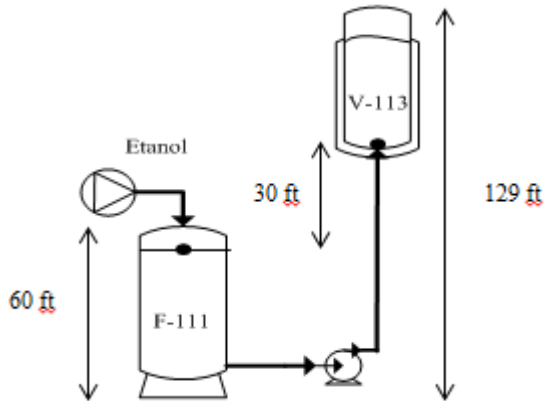
Spesifikasi tangki Etanol

Spesifikasi	Keterangan
Nomor Kode	F-111
Fungsi	menampung ethyl alkohol
Type	silinder tegak, tutup bawah datar dan tutup atas standard dished
Volume	16269,37882 cuft = 2520.67 m ³
Diameter	20 ft
Tinggi	60 ft
Tebal Shell	
Course 1	1/2 in
Course 2	7/16 in
Course 3	3/8 in
Course 4	5/16 in
Course 5	5/16 in
Course 6	1/4 in
Course 7	1/4 in
Course 8	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	7 unit

POMPA (L-112)

Fungsi : mengalirkan ethyl alkohol dari tangki bahan baku ke vaporizer

Type : Pompa sentrifugal

**Data Konversi**

1 lb = 0,45359 kg

1 cp = 0,000672 lb/ft.s

1 ft³ = 7,481 gal

1 m = 3,2808 ft

1 ft = 12 in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg/jam)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
CH ₃ CH ₂ OH	11731,20	0,96	0,789
H ₂ O	488,80	0,04	1,00
	12220	1,00	

Rate masuk = 12220 kg/jam

= 26940,63 lb/jam

ρ campuran = 49,68 lb/ft³

= 1,095 cp

$$= 0,000736 \text{ lb/ft s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida, } Q &= 542,321 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,150645 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 67,61838 \text{ gpm} \\ &= 15,35738 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulent

$$\begin{aligned} D_{i_{\text{opt}}} &= 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496}) \\ &= 2,76 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in} = 0,23958 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,20575 \text{ ft}$$

$$A = 4,78368 \text{ in}^2 = 0,03322 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 0,15064 / 0,03322 \\ &= 4,53476 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= 62991,4$$

(asumsi aliran turbulent dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2\alpha \text{gc} + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, 103)

dimana :

$$* \text{ faktor energi kinetik } \Delta v^2 / (2\alpha \text{gc}) = 0$$

$$(\text{v}_1 = \text{v}_2, \Delta v = 0)$$

$$* \text{ beda tinggi } \Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$* \text{ Titik referens, } P_1 = \text{Tekanan dalam tangki}$$

$$= 14,7 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan dalam vaporizer} \\ = 88,2 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 1,47957$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
1 buah gate valve
1 buah globe valve

* friksi dalam 2 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2\alpha gc \quad (k_f = 0,75) \\ \text{(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)} \\ = \frac{1 \times 0,75 \times 20,564}{2 \times 32,174} \\ = 0,24 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10) \\ \text{(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)} \\ = \frac{9,5 \times 20,56404}{2 \times 32,174} \\ = 3,036 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5) \\ = \frac{4,5 \times 20,56404}{2 \times 32,174} \\ = 1,43809 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0013847$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0068$$

$$\text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L = 100 \text{ ft}$$

$$= 30,48 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} f_f &= 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc \\ &= \frac{4 \times 0,0068 \times 100 \times 21}{0,033 \times 2 \times 32} \\ &= 26,17 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \\ &\quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93}) \end{aligned}$$

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= K_c v^2 / 2agc \quad (K_c = 0,55) \\ &= \frac{0,6 \times 20,6}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\ &= 0,35 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$\begin{aligned} K_{ex} &= 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \\ &\quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93}) \end{aligned}$$

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned} h_e &= K_{ex} v^2 / 2agc \quad (K_{ex} = 1) \\ &= \frac{1 \times 20,56}{2 \times 0,5 \times 32,17} \\ &= 0,64 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma hf &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + h_c + h_e \\ &= 31,87 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned}
 \eta W_p &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf \\
 &= 0 + 30 + 1,47957 + 31,87 \\
 &= 61,87 \\
 \text{kapasitas} &= 67,62 \\
 \text{Efisiensi pompa, } \eta_p &= 62\% \\
 &\text{(Peters \& Timmerhauss, Gb.14-37 hal 520)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{61,9}{0,6} \\
 &= 99,79 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{99,791528 \times 7,48351}{550} \\
 &= 1,3578013 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 80\% \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, Gb.14-38 hal 520})$$

$$\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} = 1,70$$

Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-112
Fungsi	Memompa etanol ke HE E-113
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	67,618 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	1 atm
Discharge pressure	6 atm
Beda ketinggian	30 ft
Ukuran pipa	2,5 in OD, sch 40
Power pompa	1,70 hp
Jumlah	1 buah

VAPORIZER V-113

Fungsi : menguapkan ethanol pada suhu 330°C
 Type : silinder vertical, tutup dished dilengkapi dengan jaket pemanas
 Kondisi Operasi : kontinyu
 Tekanan operasi : 6 atm

Perhitungan :

Komposisi bahan masuk

komponen	BM	dari tangki	recycle
		kg/jam	kg/jam
CH ₃ CH ₂ OH	46,07	11731,20	6424,38
H ₂ O	18,02	488,80	228,07
		12220,00	6652,45
Total masuk		18872,45	

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\Sigma (\text{fraksi berat}/\rho)} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

(1 gr/cc = 62.43lb/cuft)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{(0.96/0.789) + (0.04/1)} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho \text{ campuran} = 49,68 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = 18872,45 \text{ kg/jam} = 41606,20 \text{ lb/jam}$$

(1 kg = 2.2046 lb)

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{41606,20 \text{ lb/jam}}{49,68 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 837,54 \text{ cuft/jam}$$

$$\text{waktu operasi} = 60 \text{ menit} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{volume bahan} = 837,54 \text{ cuft/jam} \times 1 \text{ jam} = 837,54 \text{ cuft}$$

asumsi bahan mengisi 50% volume tangki (50% ruang uap)

$$\text{volume tangki} = 837,54 \times (100/50)$$

$$= 1675,08 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki vaporizer dan ketebalannya :

Diambil dimensi rasio $L/D = 16/4 = 4$ (Tabel 4-7, Ulrich)

$$\text{volume tangki} = \frac{1}{4} \pi (D^2) L$$

$$1675,08 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$$

$$D = 8,11 \text{ ft}$$

$$D \approx 9 \text{ ft} = 108 \text{ in} = 2,74 \text{ m}$$

$$H = 36 \text{ ft} = 432 \text{ in} = 10,97 \text{ m}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psia

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 12,42 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 100,62 \text{ psia}$$

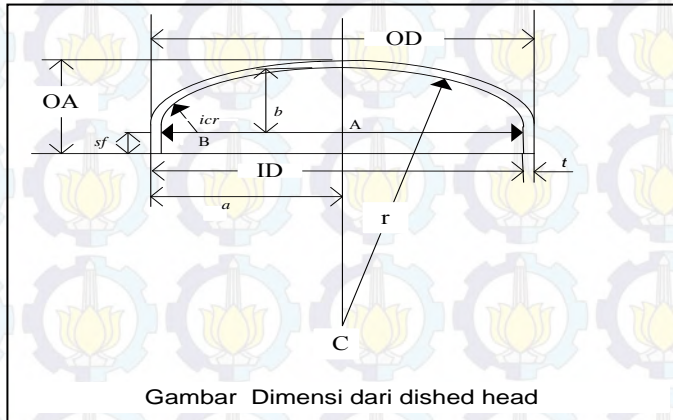
$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 110,68 \text{ psia}$$

$$r = \frac{1}{2}D = \frac{1}{2} \times 108 = 54 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{110,68 \times 54}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 110,68)} + 0,125$$

$$= 0,72 \text{ in} \quad (\text{digunakan } t \text{ standar} = 3/4 \text{ in})$$

Dimensi tutup, standard torisphericaldishead :



$$OD = ID + 2th = 109,4476$$

$$\text{Untuk } OD = 114 \text{ in; didapatkan } rc = 180 \text{ in}$$

$$icr = 6 \frac{7}{8} \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, T-5.7})$$

digunakan persamaan 13.12 dari Brownell & Young

$$th = \frac{0.885 \times P \times rc + C}{fE - 0.1P} \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13.12})$$

dengan : th = tebal dishead minimum; in

P = tekanan tangki; psi

rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

C = faktor korosi; in (diambil 1/8)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi SA-283 grade C
maka $f = 12650 \text{ psi}$ (Perry 8th, T.28-11)

$$th = \frac{0,885 \times 110,68 \times 180 + 0,125}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 110,68)}$$

$$= 1,869 \text{ in} \quad \text{digunakan } t \text{ standar} = 1 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$D = 108 \text{ in} = 9 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(\text{th}) \\
 &= 107,6976 - 2 \times 0,88 \\
 &= 107,70 \text{ in} = 8,97 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{\text{ID}}{2} \\
 &= \frac{107,70}{2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 53,85 \text{ in} \\
 \text{BC} &= r - \text{icr} \\
 &= 180 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \\
 &= 53,85 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\
 &= 171,76 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \text{AC} \\
 &= 8,24 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OA} &= \text{ts} + b + \text{sf} \\
 &= 9 + 8,24 + 1,5 \\
 &= 18,74 \text{ in} = 1,6 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0,000049 \times (\text{Di})^3$$

dimana : $V =$ volume, ft^3
 $\text{Di} =$ diameter, in

$$\begin{aligned}
 V &= 0,000049 \times (\text{Di})^3 \\
 &= 0,035721 \text{ ft}^3 \\
 &= 18,97 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Perhitungan Jacket :

Perhitungan sistem penjaga suhu (Kern, 1983. halaman 719)
 dari neraca panas : suhu yang dijaga 250°C

$$\begin{aligned}
 Q &= 107659489,8 \text{ kkal/jam} \\
 &= 426949118,9 \text{ Btu/jam} \\
 \text{suhu masuk rata-rata} &= 31 \text{ }^{\circ}\text{C} = 87,8 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \text{suhu keluar rata-rata} &= 330 \text{ }^{\circ}\text{C} = 626 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \Delta T &= 538,2 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \text{Kebutuhan media} &= 234423,1079 \text{ kg/jam} \\
 &= 516809,1837 \text{ lb/jam} \\
 \text{densitas media} &= 766,042 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry 8ed, T. 2-30)} \\
 &= 47,8223 \text{ lb/cuft} \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{rate bahan (lb/jam)}}{\rho \text{ bahan (lb/cuft)}} \\
 &= 10806,86 \text{ cuft/jam} \\
 &= 3,00191 \text{ cuft/s} \\
 \text{asumsi kecepatan aliran} &= 10 \text{ lb/cuft} \\
 \text{Luas penampang} &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan aliran}} \\
 &= 0,30019 \text{ cuft/s} \\
 \text{Luas penampang} &= \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2) \\
 \text{dengan : } D_2 &= \text{diameter dalam jaket} \\
 D_1 &= \text{diameter luar bejana} = D_1 \text{ bejana} + (2 \times \text{tebal}) \\
 &= 19 + 2 \times 0,05208 \text{ ft} \\
 &= 19,104163 \text{ ft} \\
 \text{Luas penampang} &= \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2) \\
 0,300190529 &= \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - 19,1042^2) \\
 D_2 &= 19,11417 \text{ ft} \\
 \text{Spasi} = \frac{D_2 - D_1}{2} &= \frac{19,11417 - 19,1042}{2} \\
 &= 0,005003 \text{ ft} \\
 &= 0,060035 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi jaket :

$$UD = 200 \text{ (Kern, Tabel 8)}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{426949118,9}{200 \times 538} = 3966,5 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{jaket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{dished}}$$

$$A_{\text{shell}} = \pi D h \text{ (silinder)}$$

$$A_{\text{dished}} = 6,28 \times R_c \times h \text{ (Hesse, pers 4-16)}$$

$$R_c : \text{Radius of crown} = 180 \text{ in} = 15 \text{ ft}$$

$$h : \text{tinggi dished} = 1,56 \text{ ft}$$

$$A_{\text{dished}} = 6,28 \times 15 \times 1,56 = 147,136 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{jaket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{dished}}$$

$$3966,45 = (\pi (19,11417) h) + 147,14$$

$$h_{\text{jaket}} = 40,74 \text{ ft}$$

$$\text{tinggi tangki} = 36 \text{ ft}$$

Spesifikasi Vaporizer

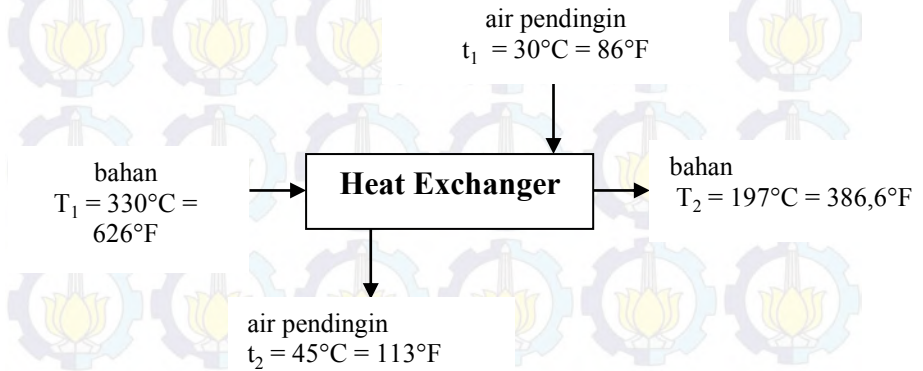
Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	V-113
Fungsi	menguapkan ethanol pada suhu 330°C
Tipe	silinder vertical, tutup dished dilegkapi dengan jaket pemanas
Dimensi shell :	
Diameter	9 ft
Tinggi	36 ft
Tebal shell	3/4 in
Dimensi tutup :	
Tebal tutup dished	1 7/8 in
Bahan kosntruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah tangki	1 buah
Jaket Pemanas :	
Diameter jaket	19,11 ft
Tinggi jaket	40,74 ft
Jacket spacing	0,060035 in

HEAT EXCHANGER (E-211)

fungsi = menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

temperatur masuk (T_1) = 330 = 626 F

temperatur keluar (T_2) = 197 = 386,6 F

fluida dingin

laju alir fluida masuk (w) = 46082,66667 kg/jam

= 92165,33 lb/jam

temperatur keluar (t_1) = 30 = 86 F

temperatur keluar (t_2) = 45 = 113 F

panas yang diserap (Q) = 691240,55 kkal/jam

Q = 2741277,56 Btu/jam

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 626 - 86 = 540$

$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 387 - 113 = 273,6$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 540 - 273,6 = 266,4$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 392,26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{626 - 387}{113 - 86} = 8,867$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{626 - 86} = 0,050$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,3$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \Delta T_{LMTD} \times Fr \\ &= 392 \times 0,3 \\ &= 118 \end{aligned}$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{626 + 386,6}{2} = 506,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

$$ID = 8 \text{ in}$$

$$\text{baffle space} = 12 \text{ in}$$

$$\text{passes} = 1 \text{ in}$$

tube shell

$$\text{number} = 26$$

$$\text{leght} = 16$$

$$OD = 3/4$$

$$BWG = 18$$

$$\text{pitch} = 1$$

$$\text{passes} = 2$$

fouling factor (R_d) fluida panas : 0,001 (Kern, table 12)

fouling factor (R_d) fluida dingin : 0,001 (Kern, table 12)

Total dirt factor (R_d) : 0,002

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$A_s = \frac{IDS \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

IDS = diameter dalam shell = 8 in

B = baffle spacing = 12 in

Pt = tube pitch = 0,93 in

C'' = clearance = 0,18 in

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{8 \times 0,18 \times 12}{144 \times 1} \\ &= 0,1290323 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5') kecepatan massa Gs

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{A_s} \\ &= \frac{92165,333}{0,1290323} \\ &= 714281,33 \text{ lbm/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

6') bilangan reynold (Re)

pada Tc = 506 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0,01 \text{ cp} \\ &= 0,0241 \text{ lbm/ft.jam} \end{aligned}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \text{ in} = 0,07583 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 714281}{0,0241}$$

$$= 2247565,745$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 2247565,745$$

$$jH = 800$$

8') pada $T_c = 506^\circ F$

$$C_p = 0,86 \text{ Btu/lbm.}^\circ F$$

$$k = 0,333 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ F/\text{ft})$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 900 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207$$

$$= 81,99$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh $at' = 0,334$

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 at' &= \text{luas permukaan} &= 0,334 \text{ in} \\
 Nt &= \text{jumlah tube} &= 26 \text{ in} \\
 \text{passes} &= \text{tube pitch} &= 2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 At &= \frac{0,334 \times 26}{144 \times 2} \\
 &= 0,0301528 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5) kecepatan massa Gt

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{W}{At} \\
 &= \frac{92165,333}{0,0301528} \\
 &= 3056611,7 \text{ lbm/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned}
 \text{pada } t_c &= 100^\circ \text{F} \\
 \mu &= 0,91 \text{ cp} \\
 &= 2,1931 \text{ lbm/ft.jam}
 \end{aligned}$$

dari kern tabel 10

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,05433 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0543333 \times 3056612}{2,1931}
 \end{aligned}$$

$$= 75726,553$$

7) dari kern figure 28

$$Re = 75726,553$$

$$jH = 160$$

8) pada $t_c = 99,5$ $^{\circ}\text{F}$

$C_p = 1$ Btu/lbm. $^{\circ}\text{F}$

$k = 0,4$ Btu/jam.ft 2 .($^{\circ}\text{F}/\text{ft}$)

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 1,89615$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned} h_i &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 160 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\ &= 2160,917 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 2160,92 \times \frac{0,054333}{0,0625} \\ &= 1878,56 \end{aligned}$$

13) koefisien U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1878,56 \times 81,993}{1878,56 + 81,993} \\ &= 78,56 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}) \end{aligned}$$

14) koefisien U_d

$a'' = 0,1963$ ft

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 26 \times 16 \times 0,1963 \\
 &= 81,66 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{691240,55}{81,66 \times 118} = 2741277,56 \\
 &= 71,93
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{78,56 - 71,93}{78,56 \times 71,93} \\
 &= 0,0012
 \end{aligned}$$

SUMMARY

82	<i>h outside</i>	2161
U_C	79	
U_D	72	
R_D Hitung	0,0012	
R_D Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

$$\begin{aligned}
 11) \text{ Untuk } N_{re} &= 75726,6 \\
 \text{Dari Fig.26 Hal 836 Kern} &f = 0,000035 \\
 \text{Pada } T = 99,5^\circ\text{F} &s = 1
 \end{aligned}$$

12) Menghitung Pressure Drop

$$\Delta P_{t1} = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= 2 \times \frac{0,000035 \times 2,9897\text{E}+14}{52200000000 \times 0,0543333}$$

$$= 7,38 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

$$2 \text{ Gt} = 3056611,7 \frac{v^2}{2g'} = 0,0048$$

(Kern, hal 837)

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g'} = 0,0384 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 7,42 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

$$13) \text{ Untuk } N_{re} = 2247565,745$$

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f_s = 0,00023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = \frac{8}{12} = 0,66667 \text{ ft}$$

$$K_i = \frac{P_{sat}}{P}$$

14) Jumlah crosses

$$N+1 = 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12}$$

$$= 64$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f_s G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \varphi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00023 \times 3,40132\text{E}+11 \times 64}{52200000000 \times 0,666666667}$$

$$= 0,14 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Heat Exchanger (E-211)

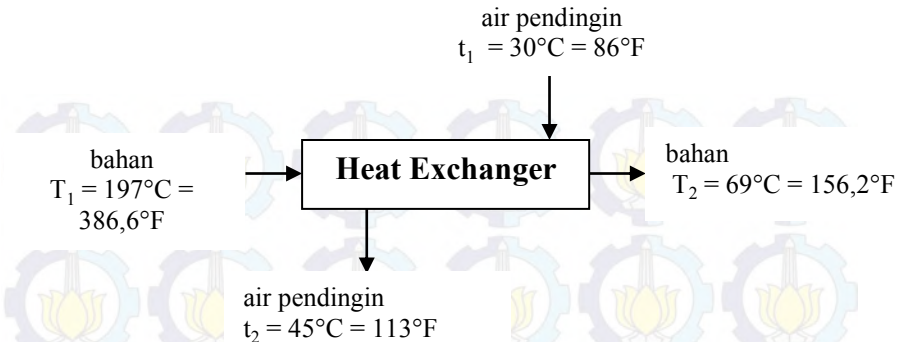
Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-211
Fungsi	menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Kapasitas	92165,33 lb/jam
Suhu Pendingin	86 °F
Suhu Bahan	626 °F
LMTD	392,2616 °F
R_D	0,0012
R_D yang ditentukan	0,002
ΔP yang diijinkan	<i>Shell</i> 2 psi, <i>Tube</i> 10 psi
Jumlah	1
BWG	18
Pitch	1
Nt	26
OD	3/4 in
ID	8 in
Passes	2
Panjang Tube	16 ft

HEAT EXCHANGER (E-212)

fungsi = menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

$$\text{temperatur masuk } (T_1) = 197 = 386,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (T_2) = 69 = 156,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

fluida dingin

$$\text{laju alir fluida masuk } (w) = 17042,54167 \text{ kg/jam}$$

$$= 34085,08 \text{ lb/jam}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_1) = 30 = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_2) = 45 = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{panas yang diserap } (Q) = 213976,54 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = 848574,48 \text{ Btu/jam}$$

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 387 - 86 = 300,6$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 156 - 113 = 43,2$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 300,6 - 43,2 = 257,4$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 132,83 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{387 - 156}{113 - 86} = 8,533$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{387 - 86} = 0,090$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,3$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \Delta T_{LMTD} \times Fr \\ &= 133 \times 0,3 \\ &= 40 \end{aligned}$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{386,6 + 156,2}{2} = 271,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 8 \text{ in} \\ \text{baffle space} &= 12 \text{ in} \\ \text{passes} &= 1 \text{ in} \end{aligned}$$

tube shell

$$\begin{aligned} \text{number} &= 26 \\ \text{leght} &= 16 \\ \text{OD} &= 3/4 \\ \text{BWG} &= 18 \\ \text{pitch} &= 1 \\ \text{passes} &= 2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{fouling factor (R}_d\text{) fluida panas} &: 0,001 \quad (\text{Kern,table 12}) \\ \text{fouling factor (R}_d\text{) fluida dingin} &: 0,001 \quad (\text{Kern,table 12}) \\ \text{Total dirt factor (R}_d\text{)} &: 0,002 \end{aligned}$$

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$As = \frac{IDS \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

IDS = diameter dalam shell = 8 in

B = baffle spacing = 12 in

Pt = tube pitch = 0,93 in

C'' = clereance = 0,18 in

$$As = \frac{8 \times 0,18 \times 12}{144 \times 1}$$

$$= 0,1290323 \text{ ft}^2$$

5') kecepatan massa Gs

$$Gs = \frac{W}{As}$$

$$= \frac{34085,083}{0,1290323}$$

$$= 264159,40 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

6') bilangan reynold (Re)

pada Tc = 271 °F

$$\mu = 0,01 \text{ cp}$$

$$= 0,0241 \text{ lbm/ft.jam}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \text{ in} = 0,07583 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 264159}{0,0241}$$

$$= 831206,9509$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 831206,9509$$

$$jH = 600$$

8') pada $T_c = 271^\circ F$

$$C_p = 0,86 \text{ Btu/lbm.}^\circ F$$

$$k = 0,333 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ F/\text{ft})$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned} h_o &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 800 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207 \\ &= 72,88 \end{aligned}$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh $at' = 0,334$

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$$at' = \text{luas permukaan} = 0,334 \text{ in}$$

$$Nt = \text{jumlah tube} = 26 \text{ in}$$

$$\text{passes} = \text{tube pitch} = 2$$

$$At = \frac{0,334 \times 26}{144 \times 2}$$

$$= 0,0301528 \text{ ft}^2$$

5) kecepatan massa G_t

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{A_t} \\ &= \frac{34085,083}{0,0301528} \\ &= 1130412,7 \text{ lbm/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned} \text{pada } t_c &= 100^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,91 \text{ cp} \\ &= 2,1931 \text{ lbm/ft.jam} \end{aligned}$$

dari kern tabel 10

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,05433 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{ID \times G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0543333 \times 1130413}{2,1931} \\ &= 28005,604 \end{aligned}$$

7) dari kern figure 28

$$\begin{aligned} Re &= 28005,604 \\ j_H &= 100 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{8) pada } t_c &= 99,5^\circ\text{F} \\ C_p &= 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F} \\ k &= 0,4 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft}) \\ \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} &= 1,89615 \end{aligned}$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}
 h_i &= j_H \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 300 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\
 &= 4051,719 \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 4051,72 \times \frac{0,054333}{0,0625} \\
 &= 3522,29
 \end{aligned}$$

13) koefisien U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{3522,29 \times 72,8826}{3522,29 + 72,8826} \\
 &= 71,41 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

14) koefisien U_d

$$\begin{aligned}
 a'' &= 0,1963 \text{ ft} \\
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 26 \times 16 \times 0,1963 \\
 &= 81,66 \text{ ft}^2 \\
 U_d &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{213976,54}{81,66 \times 40}
 \end{aligned}$$

$$= 65,75$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{\frac{U_c}{71,41} - \frac{U_d}{65,75}} \\ &= \frac{71,41 - 65,75}{\frac{71,41}{71,41} - \frac{65,75}{65,75}} \\ &= 0,0012 \end{aligned}$$

SUMMARY

73	<i>h outside</i>	4052
U_C	71	
U_D	66	
R_D Hitung	0,0012	
R_D Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

$$\begin{aligned} 11) \text{ Untuk } N_{re} &= 28005,6 \\ \text{Dari Fig.26 Hal 836 Kern} &f = 0,0002 \\ \text{Pada } T = 99,5^\circ\text{F} &s = 1 \end{aligned}$$

12) Menghitung Pressure Drop

$$\begin{aligned} 1 \quad \Delta P_{t1} &= 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t} \\ &= 2 \times \frac{0,0002 \times 4,0891\text{E}+13}{52200000000 \times 0,0543333} \\ &= 5,77 \text{ psi} \quad (\text{desain memenuhi}) \end{aligned}$$

$$2 \quad G_t = 1130412,713 \frac{v_2}{2g'} = 0,0048$$

(Kern, hal 837)

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g'} = 0,0384 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 5,81 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

13) Untuk Nre = 831206,9509

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$\frac{f}{s} = 0,00023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = \frac{8}{12} = 0,66667 \text{ ft}$$

$$K_i = \frac{P_{sat}}{P}$$

14) Jumlah crosses

$$N+1 = 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12} = 64$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \varphi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00023 \times 46520124271 \times 64}{52200000000 \times 0,666666667} = 0,02 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Heat Exchanger (E-212)

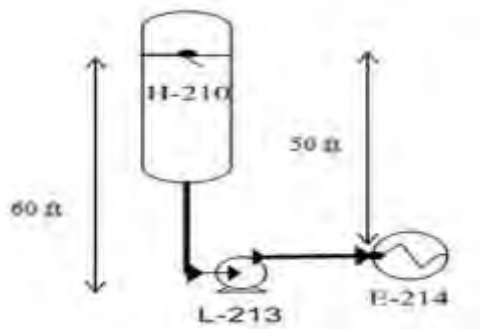
Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-212
Fungsi	menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank

Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Kapasitas	34085,08	lb/jam
Suhu Pendingin	86	$^{\circ}\text{F}$
Suhu Bahan	386,6	$^{\circ}\text{F}$
LMTD	132,8336	$^{\circ}\text{F}$
R_D	0,0012	
R_D yang ditentukan	0,002	
ΔP yang diijinkan	<i>Shell 2 psi, Tube 10 psi</i>	
Jumlah	1	
BWG	18	
Pitch	1	
Nt	26	
OD	3/4	in
ID	8	in
Passes	2	
Panjang Tube	16	ft

POMPA (L-213)

Fungsi : memompa produk liquid dari flash tank ke
HE E-214

Type : Pompa sentrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	6675,41	810,00	6,73
H ₂ O	7873,20	992,25	9,72
CH ₃ CHO	10416,67	778,80	13,38
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	134,88	808,00	0,17
CH ₃ COOC ₂ H ₅	263,90	89,00	2,97
CH ₃ COOH	186,65	992,20	0,19
Total	25550,71		33,14

$$\text{Rate masuk} = 25550,71 \text{ kg/jam}$$

$$= 56329,96 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 770,91 \text{ kg/m}^3$$

$$= 48,12644 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 1170,458 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,325127 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 145,9366 \text{ gpm}$$

$$= 33,14488 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,6321 \text{ cp} = 0,00042 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulent

$$Di_{\text{opt}} = 3,9 \times q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 5,58 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa :

(Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$OD = 6,625 \text{ in} = 0,55208 \text{ ft}$$

$$ID = 6,065 \text{ in} = 0,50542 \text{ ft}$$

$$A = 28,8864 \text{ in}^2 = 0,2006 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 0,32513 / 0,2006 \\ &= 1,62077 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= 92815,4 \end{aligned}$$

(asumsi aliran turbulent dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2\alpha gc + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, 103)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2 / (2gc) = 0$

($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 50 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 = \text{Tekanan dalam flash tank}$

$= 88,2 \text{ psi}$

$P_2 = \text{Tekanan dalam heat exchanger}$

$= 88,2 \text{ psi}$

$\Delta(P/\rho) = 0$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 2 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2\alpha gc \quad (k_f = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 2,62691}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,03062 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)

$$= \frac{9,5 \times 2,626906}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,388 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 2,626906}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,18371 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0002293$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0068$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 50 \text{ ft} \\ &= 15,24 \text{ m} \end{aligned}$$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc$$

$$= \frac{4 \times 0,0068 \times 50 \times 2,6}{0,201 \times 2 \times 32}$$

$$= 0,28 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

A1

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= k_c v^2 / 2\alpha g_c \quad (k_c = 0,55) \\ &= \frac{0,6 \times 2,63}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\ &= 0,04 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned} h_e &= k_{ex} v^2 / 2\alpha g_c \quad (k_{ex} = 1) \\ &= \frac{1 \times 2,63}{2 \times 0,5 \times 32,17} \\ &= 0,08 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma h_f &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + h_c + h_e \\ &= 1,01 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned} \eta W_p &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \Sigma h_f \\ &= 0 + 50 + 0 + 1,01 \\ &= 51,01 \end{aligned}$$

$$\text{kapasitas} = 145,9366$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 73\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{51,0}{0,7} \\ &= 69,87 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{69,87}{550} \times 15,65 \\
 &= 1,99 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Effisiensi motor = 83% (Peters & Timmerhauss, Gb.1438 hal 521)

Power actual = BHP / eff. Motor = 2,39

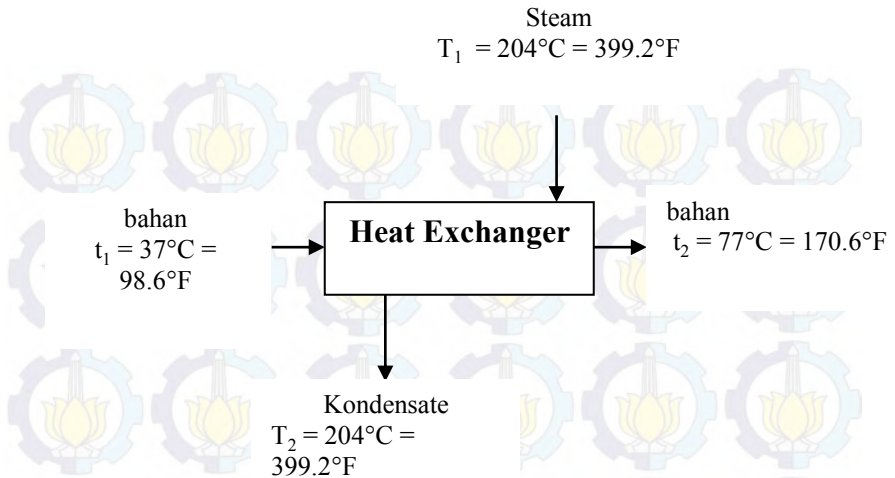
Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-213
Fungsi	Memompa etanol ke HE E-113
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	145,94 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	50 ft
Ukuran pipa	6,63 in OD ; sch 40
Power pompa	2,39 hp
Jumlah	1 buah

Heat Exchanger (E-214)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu bahan dari 37 °C menjadi 77 °C sebelum menuju D-310

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

**Diketahui :**

Fluida Panas		Fluida Dingin	
Nama	Steam	Nama	bahan
Aliran Massa (lb/ja	453675,84	Aliran Massa (lb/j	466858,16
Temp Masuk (T1)	399,2	Temp Masuk (t1)	98,6
Temp Keluar (T2)	399,2	Temp Keluar (t2)	170,6

ΔP yang diijinkan : 10 psi
 fouling factor (R_d) fluida panas : 0,001 (Kern,table 12)
 fouling factor (R_d) fluida dingin : 0,001 (Kern,table 12)
 Total dirt factor (R_d) : 0,002

1. Heat Balance

bahan

$$Q = 52012737,97 \text{ btu/hr}$$

Steam

$$Q = 1040254760 \text{ btu/hr}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.	
399,2	Higher Temp	170,6	228,6	Δt_1
399,2	Lower Temp	98,6	300,6	Δt_2
0	Differences	72	72°F	

Ketika $R=0$, maka $\Delta t = \text{LMTD}$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 16,84 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Caloric Temperature

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2}$$

$$= 399,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{98,6 + 170,6}{2}$$

$$= 134,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida panas : tube Side, steam

4. Flow Area

$$a't = 0,6 \text{ in}^2 \quad (\text{Kern, table 10})$$

$$a_t = N_t \times a_t / 144n \quad N_t = 1330$$

$$= 2,95 \text{ ft}^2 \quad \text{ID} = 0,902$$

5. Gt (untuk pressure drop)=W/at

$$G_t = W/a_t \quad \text{OD} = 1$$

$$= 453676 \text{ } / \text{ } 2,95 \quad \text{BWG} = 18$$

$$= 153739,56 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

6. At Tc = 399,2 °F

$$\mu = 0,0128 \text{ cp} \times 2,42 \quad (\text{Kern, figure 14})$$

$$\mu = 0,03 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

$$D = 0,90 \quad (\text{Kern, table 10})$$

$$D = 0,08 \quad \text{ft}$$

$$\text{Ret} = DGt/\mu$$

$$= 0,08 \times 153740 / 0,03$$

$$= 373204,73$$

Ret untuk pressure drop

9. Kondensasi Steam

$$h_{io} = 1500 \quad \text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

10. t_w^*

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 357,83 \quad ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : Shell Side, bahan

4'. Flow Area

$$a_s = (\text{area of shell}) - (\text{area of tubes})$$

$$\text{ID} = 39$$

$$= 1/144 \times (\pi \times \text{ID}^2/4) - (N_t \times \pi \times \text{OD}^2/4)$$

$$2\text{-P} = 1330$$

$$= 1,04 \quad \text{ft}^2$$

5'. G_s

$$G_s = W/a_s$$

$$= 453676 / 1,04$$

$$= 435717,62 \quad \text{lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

$$6'. \text{ At } t_c = 134,6 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1,70 \quad \text{cp}$$

(Kern, figure 14)

$$\mu = 4,11 \quad (\text{lb}/(\text{ft})(\text{hr}))$$

$$De = 4a_s/(\text{wetted perimete})$$

$$De = 4a_s/(N_t \times \pi \times \text{OD}/12)$$

$$= 0,28 \quad \text{ft}$$

$$\text{Res} = \text{DeGs}/\mu$$

$$= 29574,547$$

$$7'. jH = 500 \quad (\text{Kern, figure 24})$$

$$8'. tc = 134,6 \quad ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,33 \quad \text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft}) \quad (\text{Kern, table 4})$$

$$c = 0,86 \quad \text{BTU}/(\text{lb})(^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, figure 2})$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 2,20$$

$$9'. ho$$

$$h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \varphi_s$$

$$\frac{h_o}{\varphi_s} = 1310,82$$

$$11'. \text{At } tw = 357,83 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1,23 \quad \text{lb}/(\text{ft})(\text{hr}) \quad (\text{Kern, figure 14})$$

$$\varphi_s = (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$$= 1,18$$

$$12'. \text{Corrected Coefficient, } ho$$

$$h_o = (h_o / \varphi_s) \times \varphi_s$$

$$= 1551,48 \quad \text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$$

$$13. \text{Koefisien Keseluruhan, } U_c :$$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 762,65 \quad \text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$$

14. Desain Keseluruhan, U_D :

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Kern, table 10})$$

$$\begin{aligned} A &= N_t \times \text{BWG} \times a'' \\ &= 1330 \times 18 \times 0,1963 \\ &= 4699,42 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= Q / (A \cdot \Delta t) \\ &= 657,41 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

15. R_d

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_d} \\ &= 0,0002 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/BTU} \end{aligned}$$

Pressure Drop**1. Specific volume**

$$v = 6,22 \text{ lb/ft} \quad (\text{Kern, table 7})$$

$$s = 0,0025723$$

$$\text{Ret} = 373204,73$$

$$f = 0,00008 \quad (\text{Kern, figure 26})$$

2. ΔP_t

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{1}{2} \times \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_t} \\ &= 3,00 \text{ psi} \end{aligned}$$

1'. S

$$s = 0,78 \text{ BTU}/\text{lb}^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, table 6})$$

2'. De'

$$De' = 4 \times \text{flow area} / \text{frictional wetted perimeter}$$

$$= 4x_{as}/(N \times 3.14 \times OD/12 + 3.14 \times ID/12)$$

$$= 0,0116265 \text{ ft}$$

$$Re's = De' \cdot G_s / \mu$$

$$= 1231,37$$

$$f = 0,00045$$

(Kern, figure 26)

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \times \frac{f G_s^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} De' s \phi_s}$$

$$= 2,44 \text{ psi}$$

Spesifikasi Heat Exchanger (E-214)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-214
Fungsi	Untuk menaikkan suhu bahan dari 37 °C menjadi 77 °C sebelum menuju D-310
Type	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	1 unit
<u>Shell Side :</u>	
Inside Diameter	39 in
Passes	1
<u>Tube Side :</u>	
Number and Length	1330, 18'0"
Outside Diameter	3/4 in
BWG	18 BWG
Pitch	15/16 in tringular pitch
Passes	2

KOLOM ABSORBER (D-220)

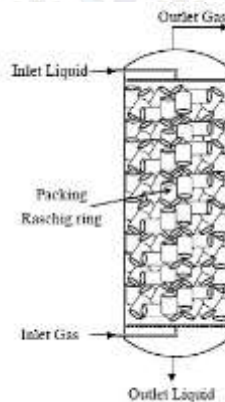
Fungsi : untuk menyerap komponen asetaldehida dan etanol yang terkandung dalam campuran gas. Pelarut yang digunakan adalah air

Tipe : silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish,

dilengkapi dengan packing rascing ring dan sparger

Dasar Pemilihan: umum digunakan untuk proses penyerapan pada tekanan atmosferic

Kondisi operasi : tekanan operasi = 6 atm
 suhu operasi = 40 °C
 sistem operasi = kontinyu



A. Feed Inlet Liquid :

Air proses dari utilitas :

$$\text{Rate massa} = 842,61 \text{ kg/jam} = 1857,63 \text{ lb/jam} \\ (1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb})$$

$$\rho \text{ campuran} = 1 \text{ gr/cc} = 62,43 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = 29,76 \text{ cuft/jam}$$

B. Feed Inlet Gas :

Campuran gas dari Reaktor R-220 :

$$\text{Rate mass} = 953,50 \text{ kg/jam} = 2102,08 \text{ lb/jam} \\ (1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb})$$

$$\rho \text{ campuran} = 0,196085 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = 10720,24 \text{ cuft/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total rate volumetrik} &= 10720,24 + 29,76 \\ &= 10750,00 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Direncanakan waktu kontak selama 1 menit dengan 1 buah tangki, sehingga volume tangki adalah =

$$= 10750,00 \text{ cuft/jam} \times (1/60) \text{ jar} = 179,17 \text{ cuft}$$

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (20% untuk ruang gas) (sebagai faktor keamanan).

$$\text{Maka volume tangki} = 179,17 \times (100/80) = 223,96 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 5$ (Ulrich, Tabel 4-18)

$$\text{volume} = 1/4 \pi (D^2) H$$

$$223,96 = 1/4 \pi (D^2) 5D$$

$$D = 3,85 \text{ ft}$$

$$D \approx 4 \text{ ft} = 48 \text{ in} = 1,22 \text{ m}$$

$$H = 20 \text{ ft} = 240 \text{ in} = 6,10 \text{ m}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$P \text{ operasi} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 8,67 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 96,87 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{total}} = 106,56 \text{ psi}$$

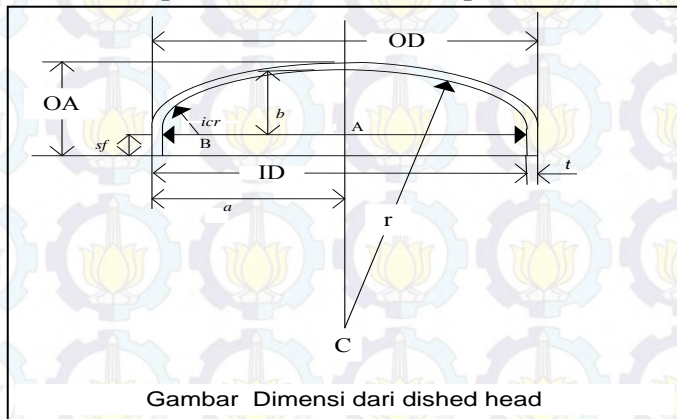
$$r = 1/2 D$$

$$r = 1/2 \times 48 = 24 \text{ in}$$

$$t_{\text{min}} = \frac{106,56 \times 24}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 106,56)} + 0,125$$

$$= 0,38 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 7/16 \text{ in})$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0.885 P r_c}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan : th = tebal dished minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_c = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk $D = 48$ in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : $rc = 42$ in $= 3,5$ ft

$icr = 3 = 3$ in

$th = \frac{0.885 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C$ (Brownell & Young, pers 13-12)

$th = \frac{0,885 \times 106,56 \times 42}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 106,56)} + 0,125$

$= 0,52$ in sehingga digunakan t standar $= 5/8$ in

$D = 48$ in $= 4$ ft

ID tutup = OD tangki $- 2(th)$

$= 48 - 2 \times 0,51679$

$= 46,97$ in $= 3,91387$ ft

a $= \frac{ID}{2}$
 $= \frac{46,97}{2}$

$= 23,5$ in

BC $= r - icr$
 $= 39$ in

AB $= \frac{ID}{2} - icr$
 $= 20,5$ in

AC $= \sqrt{BC^2 - AB^2}$
 $= \sqrt{(123.25^2) - (63^2)}$
 $= 33,19$ in

b $= r - AC$
 $= 8,81$ in

OA $= ts + b + sf$

$$= 0,516792 + 8,81 + 1,5$$

$$= 10,83 \text{ in} = 0,9 \text{ ft}$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan

5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : V = volume, ft^3

Di = diameter, in

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 0,002937749 \text{ ft}^3$$

$$= 18,97 \text{ m}^3$$

$$\text{Total rate massa} = 842,61 \text{ kg/jam} = 1857,63 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 62,43 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate massa volumetrik} = \frac{\text{massa (lb/jam)}}{\text{densitas (lb/cuft)}}$$

$$= 29,7554 \text{ cuft/jam} = 0,50 \text{ cuft/mnt}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, dengan asumsi aliran turbulen didapatkan :

$$ID \text{ optimum} = 2,4 \text{ in} \quad (\text{digunakan ukuran standar} = 2.469 \text{ in})$$

dari Geankoplis, appendix A.5 didapatkan :

$$sch = 40$$

$$OD = 2,5 \text{ in} = 0,20833 \text{ ft} = 0,0635 \text{ m}$$

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,20575 \text{ ft} = 0,0627 \text{ m}$$

$$A = 3,3552 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$\text{kecepatan linear aliran, } v = (\text{Rate volumetrik} / A) \times (1/60)$$

$$= 0,35 \text{ ft/s}$$

$$\text{dengan : } \mu = 1 \text{ cp} = 0 \text{ lb/ft.s}$$

(berdasarkan sg bahan)

$$NR_{\alpha} = \frac{D V \rho}{\mu} = 6780,64 > 2100$$

dengan $NRe > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$dp = 0,0071 \times NRe^{-0.05}$$

dengan : dp = diameter sparger; m
 d = diameter pipa (ID); m

$$dp = 0,00457 \text{ m} = 0,01499 \text{ ft} = 4,5676 \text{ mm}$$

(1 ft = 304.8 mm)

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp,

$$\text{maka } C = 3 \times 0,014986 \text{ ft} = 0,04496 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0.75 diameter shell, sehingga :

$$\text{panjang pipa} = 0,75 \times 4 \text{ ft} = 3 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20.

$$\begin{aligned} \text{maka banyaknya lubang} &= \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{C} \\ &= 1335 \text{ lubang} \\ \text{Jumlah lubang tiap cabang} &= \frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}} \\ &= 67 \text{ lubang tiap cabang} \end{aligned}$$

Perhitungan Sparger (Perforated Pipe) bagian bawah :

$$\text{Total rate massa} = 953,50 \text{ kg/jam} = 2102,08 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 0,196085 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate massa volumetrik} &= \frac{\text{massa (lb/jam)}}{\text{densitas (lb/cuft)}} \\ &= 10720,2 \text{ cuft/jam} = 178,67 \text{ cuft/mnt} \end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, dengan asumsi aliran turbulen didapatkan :

$$\text{ID optimum} = 19 \text{ in} \quad (\text{digunakan ukuran standar} = 19.25 \text{ in})$$

dari Timmerhaus, Tabel 13 didapatkan :

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 20 \text{ in} = 1,66667 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 19,25 \text{ in} = 1,60417 \text{ ft}$$

$$A = 290,892 \text{ in}^2 = 2,02008 \text{ ft}^2$$

$$\text{kecepatan linear aliran, } v = (\text{Rate volumetrik} / A) \times (1/60) \\ = 1,47 \text{ ft/s}$$

$$\text{dengan : } \mu = 0,0009 \quad c_p = 0,00000058 \text{ lb/ft.s} \\ (\text{berdasarkan sg bahan})$$

$$NRe = \frac{D V \rho}{\mu} = 799464,79 > 2100$$

dengan $NRe > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$dp = 0,0071 \times NRe^{-0,05}$$

$$\text{dengan : } dp = \text{diameter sparger; m} \\ d = \text{diameter pipa (ID); m}$$

$$dp = 0,0036 \text{ m} = 0,01181 \text{ ft} = 3,5984 \text{ mm} \\ (1 \text{ ft} = 304.8 \text{ mm})$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp,

$$\text{maka } C = 3 \times 0,011806 \text{ ft} = 0,03542 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0.75 diameter shell, sehingga :

$$\text{panjang pipa} = 0,75 \times 4 \text{ ft} = 3 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20.

$$\text{maka banyaknya lubang} = \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{C}$$

$$= 1694 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}}$$

$$= 84,704 \text{ lubang tiap cabang}$$

Packing :



Rasching Ring

Packing disusun secara acak (randomize)

Digunakan packing jenis racing ring dengan spesifikasi standar (Van Winkle, T.15.1)

Ukuran packing	=	1 in
Tebal packing	=	1/8 in
Bahan konstruksi	=	Ceramic Stoneware
Tinggi packing	=	80% dari tinggi shell
Tinggi packing	=	80% x 20 ft = 16 ft
Diameter shell	=	11 ft
Volume packing	=	$1/4 \pi D^2 H = 1519,76 \text{ cuft}$
Jumlah packing tiap cuft	=	1.35 buah (Van Winkle, T.15.1)
Jumlah packing total	=	1.35 (packing/cuft) x 1519,8
	=	2051,68 buah packing
Percent free gas space	=	73%

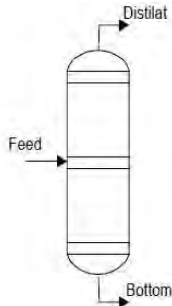
Spesifikasi kolom absorber

Spesifikasi	Keterangan
Nomor kode	D-220
Fungsi	untuk menyerap komponen asetaldehida dan etanol yang terkandung dalam campuran gas. Pelarut yang digunakan adalah air
Type	Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish dilengkapi dengan packing rasching ring dan sparger
Dimensi tangki :	
volume	223,96 cuft
Diameter	4 in
Tinggi	21,8 in
Tebal shell	5/16 in
tebal tutup atas	5/8 in
Tebal tutup bawah	5/8 in

Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	1 buah
Spesifikasi packing :	
	Digunakan packing jenis rasching ring dengan spesifikasi standar (Van Winkle : 607)
	Packing disusun secara acak (randomize)
Ukuran packing	1 in
Tebal packing	1/8 in
Jumlah packing	2051,68 buah
Bahan konstruksi	Ceramic Stoneware
Sparger :	
Type	Standard Perforated pipe
Bahan konstruksi	Comersial steel
Bagian atas	Diameter lubang : 4,57 mm
	Jumlah cabang : 20 buah
	Lubang tiap cabang : 67 buah
Bagian bawah	Diameter lubang : 3,60 mm
	Jumlah cabang : 20 buah
	Lubang tiap cabang : 85 buah

KOLOM DISTILASI I D-310

Fungsi	: untuk memisahkan asetaldehida dari etil asetat, etanol, air, butanol dan asam asetat berdasarkan perbedaan titik didih		
Tipe	: Sieve Tray Colomn		
Dasar pemilihan:	efisiensi pemisahan lebih tinggi dari plate colomn harga lebih murah dari bubble cup colomn perawatan dan perbaikan yang mudah		
Kondisi operasi	tekanan operasi	=	6 atm
	suhu operasi	=	168°C
	sistem operasi	=	kontinyu



Dari hasil perhitungan neraca massa dan panas :

T operasi	=	168°C		
P operasi	=	6 atm		
BM campuran	=	29,83657	kg/kmol	
R minimum	=	1,8321		
R optimum	=	2,74821		
L	=	655,8625	kmol = 28905,7 kg =	63725 lb
V	=	894,5125	kmol = 39423,7 kg =	86913 lb
D	=	238,65	kmol = 10518 kg =	23188 lb
F	=	826,5833	kmol = 25551,3 kg =	56330 lb

Menentukan jumlah plate pada kondisi reflux minimum :

1. Minimum stages for total reflux :

menggunakan persamaan 11.7-13 Geankoplis 4th edition,

$$N_m = \frac{\log[(X_{LD} D/X_{HD} D) (X_{HW} W/X_{LW} W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

dengan :	X_{LD}	=	fraksi mol light key pada distilat
	X_{LW}	=	fraksi mol light key pada bottom
	X_{HD}	=	fraksi mol heavy key pada distilat
	X_{HW}	=	fraksi mol heavy key pada bottom

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LW}} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-13})$$

dengan :	$\alpha_{L,av}$	=	α_L rata-rata
	α_{LD}	=	α pada temperatur bagian atas (dew point)

$$\alpha_{LW} = \alpha \text{ pada temperatur bottom}$$

berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan :

$$X_{LD} = 0,006072 \quad D = 238,65 \text{ kmol}$$

$$X_{LW} = 0,243992 \quad W = 587,96 \text{ kmol}$$

$$X_{HD} = 0,001831$$

$$X_{HW} = 0,742579$$

$$\alpha_{LD} = 1,487605 \quad (T = 167,9^\circ\text{C} \text{ pada kolom atas})$$

$$\alpha_{LW} = 1,40704 \quad (T = 250,7^\circ\text{C} \text{ pada kolo bawah})$$

$$\alpha_{L,av} = 1,4467618$$

$$N_m = 70 \text{ stage teoritis}$$

$$\text{jumlah tray teoritis} = 69$$

2. Number of stage at operating reflux ratio

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$R_m = 0,908$$

$$R = 1.5(R_{min}) = 1,362$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,57663$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,475891$$

Menentukan nilai N_m/N dengan menggunakan Erbar-Maddox correlation pada Geankoplis 4th edition Figure 11.7-3, diperoleh :

$$N_m/N = 0,74$$

$$\text{Stage teoritis} \quad N = \frac{N_m}{0,74}$$

$$N = 94 \text{ stage teoritis}$$

$$\text{Tray teoritis} = 93,8 - 1 \text{ (reboiler)}$$

$$= 92,8$$

3. Penentuan lokasi feed plate

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log [(X_{HF}/X_{LF}) W/D (X_{LW}/X_{HD})^2]$$

dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$X_{HF} = 0,568$$

$$X_{LF} = 0,262$$

$$X_{LW} = 0,216$$

$$X_{HD} = 0,002$$

$$W = 663,42 \text{ kmol}$$

$$D = 238,73 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,998$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 9,96$$

$$N_e + N_s = 9,96415 N_s + N_s = 94 \text{ stage}$$

$$\text{diperoleh } N_s = 8,558498$$

$$N_e = 85,3$$

sehingga feed masuk pada tray ke 85 dari atas

$$R = 1,362$$

$$D = 10518 \text{ kg/jam}$$

$$= 238,651 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_L = 771,900 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma = 24,650 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0,025 \text{ N/m}$$

$$L = 289057 \text{ kg/jam}$$

$$= 655,863 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_v = 1,825 \text{ kg/m}^3$$

$$V = 39423,7 \text{ kg/jam}$$

$$= 894,513 \text{ kmol/jam}$$

$$F = 25551,3 \text{ kg/jam}$$

$$= 826,591 \text{ kmol/jam}$$

$$B = 15033,3 \text{ kg/jam}$$

$$= 587,94 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_L' = 865,275 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma' = 8,347 \text{ dyne/cm}$$

$$L' = 37905,4 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,008 \text{ N/m}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1482,45 \text{ kmol/jam} & \rho_v' &= 1,574 \text{ kg/m}^3 \\
 V' &= 22872,1 \text{ kg/jam} \\
 &= 894,513 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

(1) **Menghitung Physical Properties** (Culson, pers 11.82)

Jumlah Tray = 94

Temperature Bawah	250,7	°C	Temperature atas	167,9	°C
ρ_v	1,6	kg/m ³	ρ_v	1,825	kg/m ³
ρ_l	865,3	kg/m ³	ρ_l	771,900	kg/m ³
σ	8,3 0,0083	dyne/cm N/m	σ	24,650 0,02465	dyne/cm N/m

(2) **Menghitung Diamater kolom**

TOP

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0357$$

Asumsi, *Plate Spacing* = 0,5 m

Dari Gambar 11.27 Coulson & Richardson

$$K_1 = 0,091$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0764$$

Flooding Velocity

BOTTOM

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0707$$

Dari Gambar 11.27 Coulson & Richardson

$$K_1 = 0,084$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0876$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 2,132 \quad \text{m/s}$$

Flooding Velocity digunakan =
0,8 (Culson, page 567)

$$u_f = 2.375 \cdot 0.8$$

$$u_f = 1,705 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{39423,7}{1,825}$$

$$Q = 21602,0 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 6,0006 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{6,0006}{1,705}$$

$$A_n = 3,519 \quad \text{m}^2$$

Luas *Dowcomer* yang digunakan
= 0,12

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 1,725 \quad \text{m/s}$$

$$u_f = 0.8 \cdot 2.046$$

$$u_f = 1,3804 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{22872,1125}{1,574}$$

$$Q = 14531,2024 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 4,0364 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{4,036}{1,380}$$

$$A_n = 2,9 \quad \text{m}^2$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{3,519}{1}$$
$$= 3,519 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$
$$= 2,117 \text{ m}$$
$$= 6,943 \text{ ft}$$

$$= \frac{2,924}{1}$$
$$= 2,924 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$
$$= 1,9 \text{ m}$$
$$= 6,3 \text{ ft}$$

(3) Menghitung Flow Rate Liquid Maximum

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$
$$= \frac{37905,4}{865,275}$$
$$= 0,0122 \text{ m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Gambar 11.28 Jenis Aliran yang dipilih adalah Cross Flow (Single Pass)

ID	1929,5339	mm
----	-----------	----

Luas	2922634,282	mm ²
	2,923	m ²

Asumsi, Luas Lubang 0,07 A_a

Asumsi, Luas Downcomer 0,12 Luas (Culson, page 572)

Net Area	A _n	A _c -A _d	2,572	m ²
----------	----------------	--------------------------------	-------	----------------

Active Area	A_a	$A_c - 2A_d$	2,221	m^2
Hole Area	A_h	$0,07A_a$	0,155	m^2
Downcomer Area	A_d	$0,12Luas$	0,351	m^2

Tinggi Weir (h_w)	15	mm
Diameter lubang (d_h)	2,5	mm
Tebal Plate	2,5	mm

Panjang Weir Fig.11.31

$$\frac{A_d}{A_c} = \frac{0,351}{2,923}$$

(4) Check Weeping Point

Maximum liquid Rate 37905,37 kg/jam
 10,529 kg/s

Minimum Liquid Rate 0,7 turn-down
 7,370 kg/s

$$\frac{A_d}{A_c} = 0,12$$

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,74$$

$$l_w = 0,74 \times 1,93 = 1,4279$$

$$\text{Maximum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3} \quad (\text{Culson, pers 11.85})$$

$$= 31,292 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3} \quad \text{Ketika Laju Liquid minimum}$$

$$= h_w + h_{ow}$$

$$= 39,670 \text{ mm}$$

$$= 24,670 \text{ mm liquid}$$

Dari Culson Fig. 11.30 $K_2 = 29,6$

Kecepatan Vapour Minimum Desain

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$$

$$u_h = 7,17 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{A_h}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{2,82551}{0,155}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = 18,17 \text{ m/s}$$

**Laju Minimum Vapour > Laju Minimum Vapour Desain,
sehingga Trial Diterima**

(5) Layout dan Perforated Area

$$\text{Unperforated Strip Round Plate Edge (U}_{PL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Wide-Calming Zone (W}_{CL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Active Area (A}_a) = 2,221 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Kolom (D}_c) = 1,9295 \text{ m}$$

$$\text{Dari fig. 11.32 Dengan} = l_w/D_c = 0,74$$

$$\text{Didapat } \theta_c = 110$$

$$L_h/D_c = 0,18$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = (D_c - U_{PL}) \cdot \frac{\pi \cdot (180^\circ - \theta_c)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = \frac{(1,10261 - 0,05) \cdot \pi \cdot (180^\circ - 108)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = 2,296 \text{ m}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = \text{UPL} \cdot \text{Mean Length UPL}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = 0,1148 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length W}_{CL} = (D_c - W_{CL}) \cdot \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = (1,10261 - 0,05) \cdot \sin(108/2)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = 1,540 \text{ m}$$

$$\text{Luas } W_{CL} = 0,0770 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = \text{Active Area} - \text{Luas } U_{PL} - \text{Luas } W_{LC}$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = 2,029 \text{ m}^2$$

$$\text{Sehingga } \frac{A_h}{A_p} = \frac{0,155 \text{ m}^2}{2,029 \text{ m}^2}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,077$$

$$\text{Dari fig. 11.33 } l_p/d_h = 3,150$$

(6) Pressure Drop Plate

Kecepatan Vapour maximum

$$u_h = 25,96 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34

$$\frac{\text{Tebal Plate}}{\text{Diameter Lubang}} = \frac{2,5}{2,5} \quad \frac{A_h}{A_p} = 0,077$$

$$= 1 \quad = 7,662$$

$$\text{Orifice Coefficient, } C_o = 0,83$$

Dry Plate Drop (h_d) =

$$h_d = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.88})$$

$$h_d = 90,759 \text{ mm}$$

Residual Head (h_r) =

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.89})$$

$$h_r = 14,446 \text{ mm}$$

Pressure Drop Total Kolom =

$$h_r + h_d + h_w + h_{ow}$$

Pressure Drop Total Kolom =

$$144,88 \text{ mm}$$

(7) *Downcomer Liquid Back-up*

Downcomer Pressure Loss

Asumsi, $h_{ap} = h_w - 10$ (Culson, pages 577)

$$h_{ap} = 5 \text{ mm}$$

Luas *Apron* (A_{ap}) = $h_{ap} \cdot l_w$

$$\text{Luas } \textit{Apron} (A_{ap}) = 0,0071 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka $A_m = A_{ap}$

$$h_{dc} = 160 \cdot \left(\frac{L_{max}}{\rho_L \cdot A_m} \right)^2 \quad (\text{Culson, pers 11.92})$$

$$h_{dc} = 464,836 \text{ mm}$$

$$\approx 465 \text{ mm}$$

Back-up pada Downcomer

(Culson, pers 11.91)

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_t + h_{dc}$$

$$h_b = 656,00 \text{ mm}$$

$$h_b = 0,656003534 \text{ m}$$

$$\text{Plate Spacing} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Weir} = 0,015 \text{ m}$$

$$1/2(\text{Total}) = 0,2575 \text{ m}$$

Jarak Antar Tray diterima karena :
 $1/2 (\text{Plate Spacing} + \text{Tinggi Weir}) > h_b$ (Culson, pers 11.94)

Cek *Residence Time*

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho L}{L} \quad (\text{Culson, pers 11.95})$$

$$t_r = 18,91 \text{ s}$$

(8) Periksa *Entrainment*

Top

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{6,0006}{2,572}$$

$$u_v = 2,333$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{2,333}{1,705}$$

Bottom

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{4,036}{2,572}$$

$$u_v = 1,569$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{1,569}{1,380}$$

$$\text{Percent Flooding} = 1,368$$

$$F_{LV} = 0,0357$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,08$$

$$\text{Percent Flooding} = 1,137$$

$$F_{LV} = 0,071$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,045$$

(9) Jumlah Lubang

$$\begin{aligned} \text{Diameter satu lubang} &= 2,5 \text{ mm} \\ &= 0,0025 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot D^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot 0,0025^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = 4,90874\text{E-}06 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Lubang (A}_h\text{)} = 0,155 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah Lubang} = \frac{A_h}{\text{Luas Satu Lubang}}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = 31674,97 \approx 31675 \text{ lubang}$$

(10) Menentukan tinggi kolom

1.) Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 94$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times (N - 1)$$

dengan T : plate spacing

$$= 0,5 \times (94 - 1)$$

$$= 46,418 \text{ m}$$

$$= 152,25 \text{ ft}$$

2.) Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

- 3.) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\begin{aligned}\text{Rate liquid} &= 37905 \text{ kg/jam} \\ \rho \text{ liquid} &= 865,275 \text{ kg/m}^3 \\ \text{waktu tinggal} &= 18,91 \text{ seconds} \\ &= 0,00525 \text{ jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas permukaan} &= 2,923 \text{ m}^2 \\ &= 31,459 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{HL} &= \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho L \times A)} \\ &= \frac{37905 \times 0,00525}{865,275 \times 2,923} \\ &= 0,079 \text{ m} \\ &= 0,258 \text{ ft}\end{aligned}$$

- 4.) Tinggi ruang kosong diatas liquida
ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquida = 1 ft

- 5.) Tebal tutup dan tinggi bejana
Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 low alloy stell
(Tabel 13.1, brownell&young)

$$\begin{aligned}f &= 22500 \\ E &= 0,85 \\ C &= 2/16\end{aligned}$$

- 6.) Penentuan tebal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi
(Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 16,17 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 75,94645 = 37,97 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{16,17 \times 37,97}{(22500 \times 0.85) - (0.6 \times 16,17)} + 0,125$$

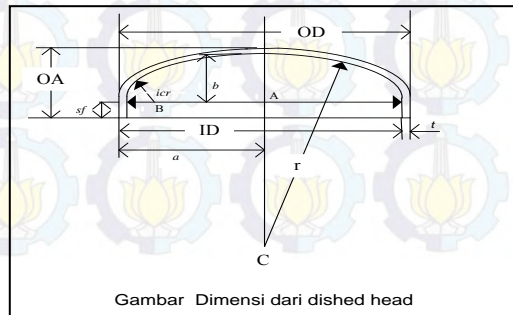
$$= 0,16 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1/4 \text{ in})$$

$$OD = 2 \times t_{\text{shell}} + ID$$

$$= 76 \text{ in}$$

7.) Penentuan tinggi tutup

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.85
- f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka f = 22500 psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk D = 72 in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : rc = 72 in = 6 ft

icr = 4 3/8 in = 4,375 in

$$th = \frac{0.855 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 16,17 \times 72}{(22500 \times 0.85) - (0.1 \times 16,17)} + 0,125$$

= 0,17888 in sehingga digunakan t standar = 1/4 in

D = 72 in = 6 ft

ID tutup = OD tangki – 2(th)

$$= 72 - 2 \times 0,17888$$

$$= 71,64 \text{ in} = 5,97019 \text{ ft}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{71,64}{2}$$

$$= 35,8 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 67,625 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= 31,4 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(123,25^2) - (63^2)}$$

$$= 59,87 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 12,13 \text{ in}$$

$$OA = ts + b + sf$$

$$= 0,178879 + 12,13 + 1,5$$

$$= 13,81 \text{ in} = 1,2 \text{ ft}$$

Tinggi total kolom =

tinggi tray + tinggi ruang kosong diatas tray + tinggi hold up liquid +

tinggi ruang kosong diatas liquida + 2 x tinggi tutup

$$= 152,252 + 2 + 0,258 + 1 + 2 \times 1,2$$

$$= 157,812 \text{ ft}$$

$$= 48,113 \text{ m}$$

Spesifikasi Kolom Distilasi 1

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-310
Fungsi	Memisahkan Asetaldehida dari etanol, air, etil asetat, butanol dan asam asetat berdasarkan titik didih
Tipe	Total Condenser
Kapasitas	8692,86 kg/jam
Bahan	SA 353
Jumlah	1
Spesifikasi Plate :	
Type of tray	Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	1,930 m
Tray spacing	0,5 m
Active area	2,2212 m ²

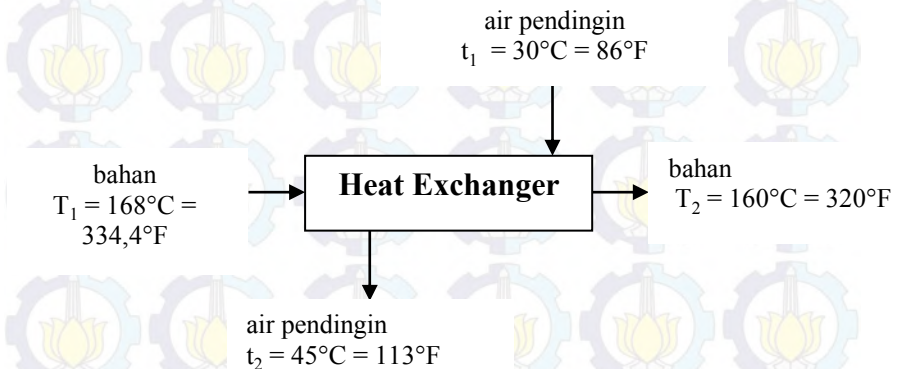
Hole area	0,1555	m ²
Downcomer area	0,3507	m ²
Number of tray	94	
Tinggi Kolom	48	m

CONDENSOR (E-311)

fungsi = mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

temperatur masuk (T_1) = 168 = 334,4 F

temperatur keluar (T_2) = 160 = 320 F

fluida dingin

laju alir fluida masuk (w) = 10511,66 kg/jam

= 21023,32 lb/jam

$$\begin{aligned}
 \text{temperatur keluar (t1)} &= 30 = 86 \text{ F} \\
 \text{temperatur keluar (t2)} &= 45 = 113 \text{ F} \\
 \text{panas yang hilang (Q)} &= 352726,83 \text{ kkal/jam} \\
 Q &= 1398821,5 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 334 - 86 = 248,4$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 320 - 113 = 207$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 248,4 - 207 = 41,4$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 227,33 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{334 - 320}{113 - 86} = 0,533$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{334 - 86} = 0,109$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,3$

$$\begin{aligned}
 \Delta T_{\text{LMTD}} &= \Delta T_{\text{LMTD}} \times Fr \\
 &= 227 \times 0,3 \\
 &= 68
 \end{aligned}$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{334,4 + 320}{2} = 327,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

ID = 8 in
 baffle space = 12 in
 passes = 1 in

tube shell

number = 26
 leght = 16
 OD = 3/4
 BWG = 18
 pitch = 1
 passes = 2

fouling factor (R_d) fluida panas : 0,001 (Kern,table 12)

fouling factor (R_d) fluida dingin : 0,001 (Kern,table 12)

Total dirt factor (R_d) : 0,002

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$As = \frac{IDs \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

IDS = diameter dalam shell = 8 in

B = baffle spacing = 12 in

Pt = tube pitch = 0,93 in

C'' = clereance = 0,18 in

$$As = \frac{8 \times 0,18 \times 12}{144 \times 1}$$

$$= 0,1290323 \text{ ft}^2$$

5') kecepatan massa Gs

$$Gs = \frac{W}{As}$$

$$= \frac{21023,319}{0,1290323}$$

$$= 162930,72 \quad \text{lbm/jam.ft}^2$$

6') bilangan reynold (Re)

pada $T_c = 327^{\circ}\text{F}$

$$\mu = 0,01 \quad \text{cp}$$

$$= 0,0241 \quad \text{lbm/ft.jam}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \quad \text{in} = 0,07583 \quad \text{ft}$$

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 162931}{0,0241}$$

$$= 512679,6626$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 512679,6626$$

$$jH = 800$$

8') pada $T_c = 327^{\circ}\text{F}$

$$C_p = 0,86 \quad \text{Btu/lbm.}^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,333 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.(^{\circ}\text{F/ft})$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 800 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207$$

$$= 72,88$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh $at' = 0,334$

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$at' =$ luas permukaan $= 0,334$ in

$Nt =$ jumlah tube $= 26$ in

passes $=$ tube pitch $= 2$

$$\begin{aligned} At &= \frac{0,334 \times 26}{144 \times 2} \\ &= 0,0301528 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5) kecepatan massa Gt

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{W}{At} \\ &= \frac{21023,319}{0,0301528} \\ &= 697226,61 \text{ lbm/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

pada $t_c = 100$ °F

$\mu = 0,91$ cp

$= 2,1931$ lbm/ft.jam

dari kern tabel 10

ID $= 0,652$ in $= 0,05433$ ft

$$Re = \frac{ID \times Gt}{\mu}$$

$$= \frac{0,0543333 \times 697227}{2,1931}$$

$$= 17273,561$$

7) dari kern figure 28

$$Re = 17273,561$$

$$jH = 60$$

8) pada $t_c = 99,5$ $^{\circ}F$

$$C_p = 1 \text{ Btu/lbm.}^{\circ}F$$

$$k = 0,4 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^{\circ}F/ft)$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 1,89615$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned} h_i &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 60 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\ &= 810,34 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 810,34 \times \frac{0,054333}{0,0625} \\ &= 704,46 \end{aligned}$$

13) koefisien U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{\dots}$$

$$h_{io} + h_o$$

$$= \frac{704,46 \times 72,8826}{704,46 + 72,8826}$$

$$= 66,05 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$$

14) koefisien U_d

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}$$

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 26 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 81,66 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{352726,83}{81,66 \times 68}$$

$$= 63,34$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{66,05 - 63,34}{66,05 \times 63,34}$$

$$= 0,0006$$

SUMMARY

73	$h_{outside}$	810
U_c	66	
U_d	63	
R_d Hitung	0,0006	
R_d Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

$$\begin{aligned}
 11) \text{ Untuk } N_{re} &= 17273,6 \\
 \text{Dari Fig.26 Hal 836 Kern} & f = 0,000035 \\
 \text{Pada } T = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F} & s = 1
 \end{aligned}$$

12) Menghitung Pressure Drop

$$\begin{aligned}
 1 \quad \Delta P_{t1} &= 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t} \\
 &= 2 \times \frac{0,000035 \times 1,5556\text{E}+13}{52200000000 \times 0,0543333} \\
 &= 0,38 \text{ psi} \quad (\text{desain memenuhi})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2 \quad G_t &= 697226,6145 \quad \frac{v_2}{2g'} = 0,0048 \\
 & \quad \quad \quad (\text{Kern, hal 837})
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v_2}{2g'} = 0,0384 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 0,42 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

$$13) \text{ Untuk } N_{re} = 512679,6626$$

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$\begin{aligned}
 f &= 0,00023 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\
 s &= 1
 \end{aligned}$$

$$D_s = \frac{8}{12} = 0,66667 \text{ ft}$$

$$K_i = \frac{P_{sct}}{P}$$

14) Jumlah crosses

$$N+1 = 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12}$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00023 \times 17697613783 \times 64}{52200000000 \times 0,666666667}$$

$$= 0,01 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Condensor (E-311)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-311
Fungsi	mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Kapasitas	21023,32 lb/jam
Suhu Pendingin	86 °F
Suhu Bahan	334,4 °F
LMTD	227,3266 °F
R_D	0,0006
R_D yang ditentukan	0,002
ΔP yang diijinkan	<i>Shell</i> 2 psi, <i>Tube</i> 10 psi
Jumlah	1
BWG	18
Pitch	1
Nt	26
OD	3/4 in
ID	8 in
Passes	2

Panjang Tube

16 ft

AKUMULATOR F-312

fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
 type : silinder horizontal dengan tutup dished
 dasar pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil
 kondisi operasi : Tekanan = 6 atm = 88,176 psia
 Suhu = 160°C

Perhitungan :

Bahan masuk :

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
CH ₃ CH ₂ OH	157,67	0,003	0,789
H ₂ O	7,21	0,000	0,9997
CH ₃ CHO	49206,84	0,994	0,778
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,638	0,000	0,81
CH ₃ COOC ₂ H ₅	124,66	0,003	0,902
CH ₃ COOH	0,88	0,000	1,049
	49497,90	1,00	

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum (\text{fraksi berat} / \rho \text{ campuran})} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{48,59}{1} \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = \frac{49497,90}{1} \text{ kg} = 109123,074 \text{ lb}$$

(1 kg = 2.2046 lb)

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{109123,07 \text{ lb}}{48,59 \text{ lb/cuft}} = 2245,73 \text{ cuft}$$

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

$$\text{maka volume tangki} = 2245,73 \times (100/80)$$

$$= 2807,16 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\ 2807,16 &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\ D &= 9,63 \text{ ft} \\ D &\approx 10 \text{ ft} = 120 \text{ in} \\ H &= 40 \text{ ft} = 480 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psia

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 10,80 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 99,00 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 108,90 \text{ psia}$$

$$r = 1/2D$$

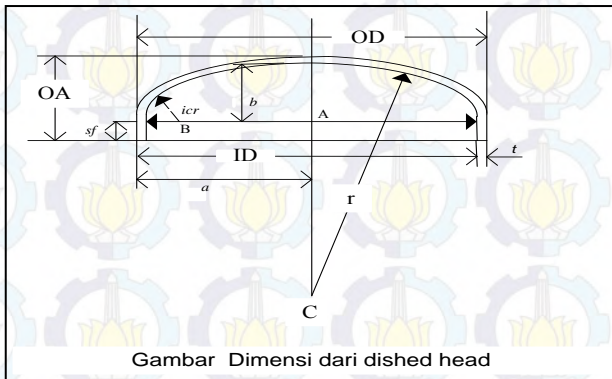
$$r = 1/2 \times 120 = 60 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{108,90 \times 60}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 108,90)} + 0,125$$

$$= 0,77 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 7/8\text{in})$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t. \text{ shell} = 121,25 \text{ in}$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



Gambar Dimensi dari dished head

tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0.885 P rc}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan : th = tebal dished minimum; in

P = tekanan tangki; psia

rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell & Young, T.13-1)

untuk OD = 126 in standar OD dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : $rc = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$

$icer = 7 \frac{5}{8} \text{ in} = 7,625 \text{ in}$

$$th = \frac{0.885 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 108,90 \times 120}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 108,90)} + 0,125$$

$$= 1,27 \text{ in} \quad \text{sehingga digunakan } t \text{ standar} = 1 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$D = 126 \text{ in} = 10,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(\text{th}) \\ &= 126 - 2 \times 1,27 \end{aligned}$$

$$= 123,46 \text{ in}$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2}$$

$$= \frac{123,46}{2}$$

$$= 61,73222 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

$$= 112,375 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr}$$

$$= 54,10722 \text{ in}$$

$$\text{AC} = \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2}$$

$$= \sqrt{(89.87^2) - (44.53^2)}$$

$$= 98,49 \text{ in}$$

$$b = r - \text{AC}$$

$$= 21,51 \text{ in}$$

$$\text{OA} = \text{ts} + b + \text{sf}$$

$$= 1,267782 + 21,51 + 1,5$$

$$= 24,28 \text{ in}$$

$$= 2,02 \text{ ft}$$

Dipakai tebal head = 5/8 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{7,625}{126} = 0,060516 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (\text{Di})^3$$

dimana : V = volume, ft^3

Di = diameter, in

$$V = 0.000049 \times (\text{Di})^3$$

$$= 84,67 \text{ ft}^3$$

$$= 18,97 \text{ m}^3$$

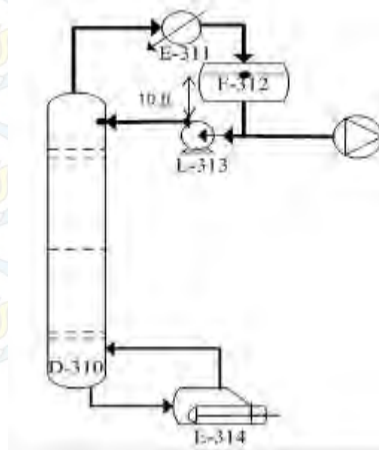
Spesifikasi Akumulator 1

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-312
Fungsi	menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	2807,16 cuft = 79,49 m ³
Diameter	10 ft
Panjang	44,05 ft
Tebal Shell	7/8 in
Tebal tutup atas	1 3/8 in
Tebal tutup bawah	1 3/8 in
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	1 buah

POMPA (L-313)

Fungsi : memompa refluks hasil dari kolom distilasi 1 kembali ke D-310

Type : Pompa sentrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	90,91	789,00	0,09
H ₂ O	2,08	995,68	0,00
CH ₃ CHO	14186,84	778,80	18,22
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,18	808,00	0,00023
CH ₃ COOC ₂ H ₅	35,94	897,00	0,04
CH ₃ COOH	0,25	995,70	0,00
Total	14316,21		18,35

$$\text{Rate masuk} = 14316,21 \text{ kg/jam}$$

$$= 31562 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 780,14 \text{ kg/m}^3$$

$$= 48,70257 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 648,0562 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,180016 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 80,8018 \text{ gpm}$$

$$= 18,35158 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,8007 \text{ cp} = 0,00054 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulენტ

$$D_{i\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 4,28 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa :

(Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$OD = 5,563 \text{ in} = 0,46358 \text{ ft}$$

$$ID = 5,047 \text{ in} = 0,42058 \text{ ft}$$

$$A = 20,016 \text{ in}^2 = 0,139 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 0,18002 / 0,139 \\ &= 1,29508 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= 49303,7 \end{aligned}$$

(asumsi aliran turbulent dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z g / gc + \Delta v^2 / 2\alpha gc + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, 103)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2 / (2gc) = 0$
($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 10 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 = \text{Tekanan dalam tangki akumulator}$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan dalam D-310}$$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0$$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
1 buah gate valve
1 buah globe valve

* friksi dalam 2 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2\alpha gc \quad (k_f = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 1,67722}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,01955 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5 \times 1,677223}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,248 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 1,677223}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,11729 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0003309$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0049$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 40 \text{ ft} \\ &= 12,19 \text{ m} \end{aligned}$$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc$$

$$= \frac{4 \times 0,0049 \times 40 \times 1,7}{0,139 \times 2 \times 32}$$

$$= 0,15 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

A1

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= k_c v^2 / 2\alpha g_c \quad (k_c = 0,55) \\ &= \frac{0,6 \times 1,68}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\ &= 0,03 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned} h_e &= k_{ex} v^2 / 2\alpha g_c \quad (k_{ex} = 1) \\ &= \frac{1 \times 1,68}{2 \times 0,5 \times 32,17} \\ &= 0,05 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma h_f &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + h_c + h_e \\ &= 0,61 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned} \eta W_p &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \Sigma h_f \\ &= 0 + 10 + 0 + 0,61 \\ &= 10,61 \end{aligned}$$

$$\text{kapasitas} = 80,8018$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 75\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{10,61}{0,75} \\ &= 14,149695 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{14,149695 \times 8,76722}{550} \\
 &= 0,2255519 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Effisiensi motor = 80% (*Peters & Timmerhauss, Gb.1438 hal 521*)

Power actual = BHP / eff. Motor = 1,25

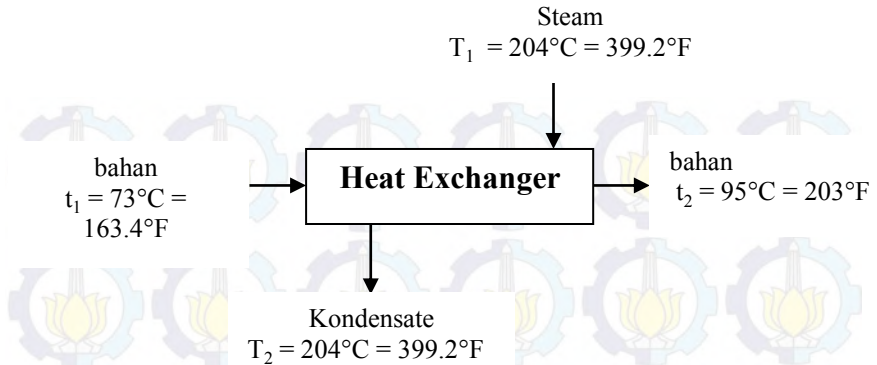
Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-313
Fungsi	memompa refluks hasil dari kolom distilasi 1 kembali ke D-310
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	80,8018 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	5,563 in OD ; sch 40
Power pompa	1,25 hp
Jumlah	1 buah

REBOILER (E-314)

Fungsi = Memanaskan kembali hasil bottom produk D-310

Type = *Shell and Tube Heat Exchanger*



Perhitungan

1. Dari Neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{bahan}} &= 22872,09167 \text{ kg/hari} \\
 \text{Panas yang dibutuhkan} &= Q = 22345129,73 \text{ kkal} \\
 \text{Steam yang digunakan} &= W = 973108 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

2. Log Mean Temperature Difference :

hot fluida		cold fluida	differ
399,2	High Temperatur	203	196,2
399,2	Lower Temperatur	163,4	235,8
0	different	39,6	39,6

$$\text{LMTD} = 182^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= Fr \times \text{LMTD} \quad (\text{Untuk 1-2 Shell \& tube, kern 225}) \\
 &= 0,8 \times 182,4844 \\
 &= 146^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Tc dan tc : dipakai temperature rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2} \\
 &= 399^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{203 + 163,4}{2} = 183,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 10 hal 841-843 (*kern,1965*)

tube :

Diameter luar (OD) = 3/4 in

BWG = 16

Pitch = 1 in

panjang tube = 16 ft

a" = 0,1963

passes = 1

shell side :

ID = 21,25 in

passes = 1

Asumsi UD = 200 Btu/(hr).ft².°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{22345129,73}{200 \times 145,99}$$

$$= 765,3094 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a} = \frac{765,31}{16 \times 0,1963} = 243,67$$

digunakan N_t = 277 (Kern ; tabel 9)

$$\begin{aligned} A \text{ Baru} &= N_t \times L \times a \\ &= 277 \times 16 \times 0,1963 \\ &= 870,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{UD Baru} &= \frac{Q}{\text{Abaru} \times \Delta T} \\
 &= \frac{22345129,73}{870,0016 \times 145,988} \\
 &= 175,93 \\
 \text{Shell Passes} &= 1
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-314
Fungsi	Memanaskan kembali hasil bottom produk D-310
Type	1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube : OD	3/4
Panjang	16 ft
Pitch	1
Jumlah Tube, Nt	277
Passes	1
Shell : ID	21,25 in
Passes	1
Heat exchanger Area, A	870 ft ²
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

KOLOM DISTILASI II D-320

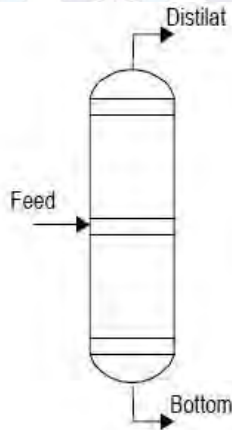
Fungsi : untuk memisahkan etil asetat dan etanol dari air, butanol dan asam asetat berdasarkan perbedaan titik didih

Tipe : Sieve Tray Colomn

Dasar pemilihan: efisiensi pemisahan lebih tinggi dari plate colomn
harga lebih murah dari bubble cup colomn

perawatan dan perbaikan yang mudah

Kondisi operasi : tekanan operasi = 6 atm
 suhu operasi = 296°C
 sistem operasi = kontinu



Dari hasil perhitungan neraca massa dan panas :

T operasi = 296°C
 P operasi = 6 atm
 BM campuran = 29,83657 kg/kmol
 R minimum = 3,1012
 R optimum = 4,6518
 L = 11,91388 kmol = 1033,83 kg = 2279,2 lb
 V = 14,668 kmol = 1272,83 kg = 2806,1 lb
 D = 2,754125 kmol = 238,993 kg = 526,88 lb
 F = 4754,607 kmol = 15033,3 kg = 33142 lb

Menentukan jumlah plate pada kondisi reflux minimum :

1. Minimum stages for total reflux :

menggunakan persamaan 11.7-13 Geankoplis 4th edition,

$$N_m = \frac{\log[(X_{LD} D / X_{HD} D) (X_{HW} W / X_{LW} W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

dengan : X_{LD} = fraksi mol light key pada distilat
 X_{LW} = fraksi mol light key pada bottom
 X_{HD} = fraksi mol heavy key pada distilat
 X_{HW} = fraksi mol heavy key pada bottom

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LW}} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-13})$$

dengan : $\alpha_{L,av}$ = α_L rata-rata
 α_{LD} = α pada temperatur bagian atas (dew point)
 α_{LW} = α pada temperatur bottom

berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan :

$$X_{LD} = 0,005209 \quad D = 2,75 \quad \text{kmol}$$

$$X_{LW} = 0,245116 \quad W = 585,17 \quad \text{kmol}$$

$$X_{HD} = 0,015852$$

$$X_{HW} = 0,745999$$

$$\alpha_{LD} = 1,361991 \quad (T = 295,6^\circ\text{C} \text{ pada kolom atas})$$

$$\alpha_{LW} = 1,361991 \quad (T = 250,3^\circ\text{C} \text{ pada kolo bawah})$$

$$\alpha_{L,av} = 1,361991$$

$$N_m = 48 \quad \text{stage teoritis}$$

$$\text{jumlah tray teoritis} = 47$$

2. Number of stage at operating reflux ratio

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$R_m = 3,1012$$

$$R = 1.5(R_{min}) = 4,6518$$

$$\frac{R}{R+1} = 0,8230652$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,7561689$$

Menentukan nilai N_m/N dengan menggunakan Erbar-Maddox correlation

pada Geankoplis 4th edition Figure 11.7-3, diperoleh :

$$Nm/N = 0,69$$

Stage teotitis

$$N = \frac{Nm}{0,69}$$

$$N = 68 \text{ stage teoritis}$$

$$\begin{aligned} \text{Tray teoritis} &= 67,8 - 1 \text{ (reboiler)} \\ &= 66,8 \end{aligned}$$

3. Penentuan lokasi feed plate

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0.206 \log [(X_{HF}/X_{LF}) W/D (X_{LW}/X_{HD})^2]$$

dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$X_{HF} = 0,53$$

$$X_{LF} = 0,18$$

$$X_{LW} = 0,243992$$

$$X_{HD} = 0,001831$$

$$W = 587,96 \text{ kmol}$$

$$D = 238,61 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 1,053$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 11,29$$

$$Ne + Ns = 11,29 \quad Ns + Ns = 68 \text{ stage}$$

$$\text{diperoleh } Ns = 5,519712$$

$$Ne = 62,3$$

sehingga feed masuk pada tray ke 62 dari atas

$$R = 4,6518$$

$$D = 238,993 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,75413 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_L = 698,368 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma = 22,370 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0,022 \text{ N/m}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 1033,83 \text{ kg/jam} & \rho_v &= 1,063 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 11,9139 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= 1272,83 \text{ kg/jam} \\
 &= 14,668 \text{ kmol/jam} \\
 F &= 15033,3 \text{ kg/jam} \\
 &= 4754,61 \text{ kmol/jam} \\
 B &= 14794,3 \text{ kg/jam} & \rho_L' &= 865,275 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 585,167 \text{ kmol/jam} & \sigma' &= 7,854 \text{ dyne/cm} \\
 L' &= 15165,1 \text{ kg/jam} & &= 0,008 \text{ N/m} \\
 &= 599,854 \text{ kmol/jam} & \rho_v' &= 1,003 \text{ kg/m}^3 \\
 V' &= 370,825 \text{ kg/jam} \\
 &= 14,6667 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

(1) **Menghitung Physical Properties** (Culson, pers 11.82)

Jumlah Tray = 68

Temperature Bawah	94,5	°C	Temperature atas	136	°C
ρ_v	1,0	kg/m ³	ρ_v	1,063	kg/m ³
ρ_l	865,3	kg/m ³	ρ_l	698,368	kg/m ³
σ	7,9 0,0079	dyne/cm N/m	σ	22,370 0,02237	dyne/cm N/m

(2) **Menghitung Diamater kolom**

TOP

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0317$$

Asumsi, *Plate Spacing* =

$$0,5 \text{ m}$$

BOTTOM

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 1,3928$$

Dari Gambar 11.27 Coulson
& Richardson

$$K_1 = 0,09$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0747$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 2,641 \quad \text{m/s}$$

Flooding Velocity digunakan =
0,8 (Culson, page 567)

$$u_f = 0,800 \times 2,641$$

$$u_f = 2,113 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{1272,83}{1,063}$$

$$Q = 1197 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,3326 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (An)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{0,3326}{2,113}$$

Dari Gambar 11.27 Coulson
& Richardson

$$K_1 = 0,018$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0184$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 0,461 \quad \text{m/s}$$

$$u_f = 0,8 \times 0,461$$

$$u_f = 0,36881 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{370,825}{1,003}$$

$$Q = 369,57 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,1027 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (An)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{0,103}{0,369}$$

$$A_n = 0,157 \quad \text{m}^2$$

Luas *Dowcomer* yang digunakan

$$= 0,12$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{0,157}{1}$$

$$= 0,157 \quad \text{m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 0,448 \quad \text{m}$$

$$= 1,468 \quad \text{ft}$$

$$A_n = 0,3 \quad \text{m}^2$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{0,278}{1}$$

$$= 0,278 \quad \text{m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 0,6 \quad \text{m}$$

$$= 2 \quad \text{ft}$$

(3) Menghitung Flow Rate Liquid Maximum

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$

$$= \frac{15165,1}{865,275}$$

$$= 0,0049 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Gambar 11.28 Jenis Aliran yang dipilih adalah Cross Flow (Single Pass)

ID	595,31611	mm
----	-----------	----

Luas	278205,0018	mm ²
	0,278	m ²

Asumsi, Luas Lubang 0,07 A_a

Asumsi, Luas Downcomer 0,12 Luas (Culson, page 572)

Net Area	A_n	$A_c - A_d$	0,245	m^2
Active Area	A_a	$A_c - 2A_d$	0,211	m^2
Hole Area	A_h	$0,07A_a$	0,015	m^2
Downcomer Area	A_d	$0,12Luas$	0,033	m^2

Tinggi Weir (h_w)	20	mm
Diameter lubang (d_h)	2,5	mm
Tebal Plate	2,5	mm

Panjang Weir Fig.11.31

$$\frac{A_d}{A_c} = \frac{0,033}{0,278}$$

(4) Check Weeping Point

Maximum liquid Rate 15165,1 kg/jam
4,213 kg/s

Minimum Liquid Rate 0,7 turn-down
2,949 kg/s

$$\frac{A_d}{A_c} = 0,12$$

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,76$$

$$l_w = 0,76 \times 0,6$$

$$= 0,4524$$

$$\text{Maximum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

$$= 36,555 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

$$= 28,819 \text{ mm liquid}$$

Ketika Laju Liquid minimum

$$= h_w + h_{ow}$$

$$= 48,819 \text{ mm}$$

Dari Culson Fig. 11.30 $K_2 = 28,8$

Kecepatan Vapour Minimum Desain

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$$

$$u_h = 8,18 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{A_h}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = 20,45 \text{ m/s}$$

Laju Minimum Vapour > Laju Minimum Vapour Desain, sehingga Trial Diterima

(5) Layout dan Perforated Area

$$\text{Unperforated Strip Round Plate Edge (U}_{PL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Wide-Calming Zone (W}_{CL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Active Area (A}_a) = 0,211 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Kolom (D}_c) = 0,5953 \text{ m}$$

$$\text{Dari fig. 11.32 Dengan } l_w/D_c = 0,76$$

$$\text{Didapat } \theta_c = 108$$

$$L_h/D_c = 0,19$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = (D_c - U_{PL}) \cdot \frac{\pi \cdot (180^\circ - \theta_c)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = \frac{(1,10261 - 0,05) \cdot \pi \cdot (180^\circ - 108)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = 0,685 \text{ m}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = \text{UPL} \cdot \text{Mean Length UPL}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = 0,0343 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length W}_{CL} = (D_c - W_{CL}) \cdot \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$\text{Mean Length W}_{CL} = (1,10261 - 0,05) \cdot \sin(108/2)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = 0,441 \text{ m}$$

$$\text{Luas } W_{CL} = 0,0221 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = \text{Active Area} - \text{Luas } U_{PL} - \text{Luas } W_{LC}$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = 0,155 \text{ m}^2$$

$$\text{Sehingga } \frac{A_h}{A_p} = \frac{0,015}{0,155} \text{ m}^2$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,095$$

$$\text{Dari fig. 11.33 } l_p/d_h = 2,9$$

(6) Pressure Drop Plate

Kecepatan Vapour maximum

$$u_h = 6,94 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34

$$\frac{\text{Tebal Plate}}{\text{Diameter Lubang}} = \frac{2,5}{2,5} \quad \frac{A_h}{A_p} = 0,095$$

$$= 1 \quad = 9,54169$$

$$\text{Orifice Coefficient, } C_o = 0,84$$

Dry Plate Drop (h_d) =

$$h_d = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.88})$$

$$h_d = 4,032 \text{ mm}$$

Residual Head (h_r) =

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho L} \quad (\text{Culson, pers 11.89})$$

$$h_r = 14,446 \text{ mm}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = h_r + h_d + h_w + h_{ow}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = 67,298 \text{ mm}$$

(7) *Downcomer Liquid Back-up*

Downcomer Pressure Loss

$$\text{Asumsi, } h_{ap} = h_w - 10 \quad (\text{Culson, pages 577})$$

$$h_{ap} = 10 \text{ mm}$$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = h_{ap} \cdot l_w$$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = 0,0045 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka $A_m = A_{ap}$

$$h_{dc} = 160 \cdot \left(\frac{L_{max}}{\rho L \cdot A_m} \right)^2 \quad (\text{Culson, pers 11.92})$$

$$h_{dc} = 185,257 \text{ mm}$$

$$\approx 185 \text{ mm}$$

Back-up pada Downcomer

(Culson, pers 11.91)

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_t + h_{dc}$$

$$h_b = 309,11 \text{ mm}$$

$$h_b = 0,31 \text{ m}$$

$$\text{Plate Spacing} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Weir} = 0,02 \text{ m}$$

$$1/2(\text{Total}) = 0,26 \text{ m}$$

Jarak Antar Tray diterima karena :

$$1/2 (\text{Plate Spacing} + \text{Tinggi Weir}) > h_b \quad (\text{Culson, pers 11.94})$$

Cek Residence Time

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L} \quad (\text{Culson, pers 11.95})$$

$$t_r = 2,12 \text{ s}$$

(8) Periksa Entrainment

Top

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{0,3326}{0,245}$$

$$u_v = 1,359$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{1,359}{2,113}$$

$$\text{Percent Flooding} = 0,643$$

$$F_{LV} = 0,0317$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,08$$

Bottom

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{0,103}{0,245}$$

$$u_v = 0,419$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{0,419}{0,369}$$

$$\text{Percent Flooding} = 0,433$$

$$F_{LV} = 0,393$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,02$$

(9) Jumlah Lubang

$$\begin{aligned}\text{Diameter satu lubang} &= 2,5 \text{ mm} \\ &= 0,0025 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot D^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot 0,0025^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = 4,90874\text{E-}06 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Lubang (A}_h\text{)} = 0,015 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah Lubang} = \frac{A_h}{\text{Luas Satu Lubang}}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = 3015,13 \approx 3015 \text{ lubang}$$

(10) Menentukan tinggi kolom**1.) Tinggi total Tray (H_T)**

$$\text{Jumlah tray (N)} = 68$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times (N - 1)$$

dengan T : plate spacing

$$= 0,5 \times (68 - 1)$$

$$= 33,419 \text{ m}$$

$$= 109,61 \text{ ft}$$

2.) Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

3.) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 15165 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 865,275 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = 2,12 \text{ seconds}$$

$$= 0,00059 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas permukaan} &= 0,278 \text{ m}^2 \\ &= 2,995 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{HL} &= \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho L \times A)} \\ &= \frac{15165 \times 0,00059}{865,275 \times 0,278} \\ &= 0,037 \text{ m} \\ &= 0,122 \text{ ft}\end{aligned}$$

4.) Tinggi ruang kosong diatas liquida
ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquida = 1 ft

5.) Tebal tutup dan tinggi bejana
Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 low alloy stell
(Tabel 13.1, brownell&young)

$$\begin{aligned}f &= 22500 \\ E &= 0,85 \\ C &= 2/16\end{aligned}$$

6.) Penentuan tebal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in
 P = tekanan tangki; psi
 r_i = jari-jari tangki; in (1/2D)
 C = faktor korosi; in (digunakan 1/8 in)
 E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi
(Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 97,02 \text{ psi}$$

$$r = 1/2 D$$

$$r = 1/2 \times 27,33692 = 13,668 \text{ in}$$

$$t_{\text{min}} = \frac{42,88 \times 97,02}{(22500 \times 0.85) - (0.6 \times 97,02)} + 0,125$$

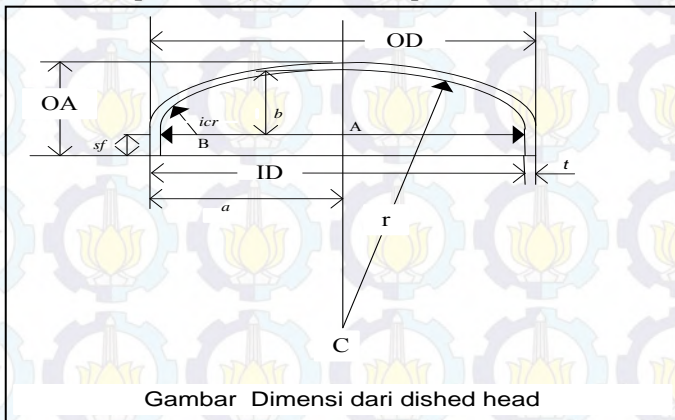
$$= 0,19 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1/4 \text{ in})$$

$$OD = 2 \times t_{\text{shell}} + ID$$

$$= 24$$

7.) Penentuan tinggi tutup

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0.885 P r_c}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan : th = tebal dished minimum; in
 P = tekanan tangki; psi

r_c = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk $D = 24$ in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : $r_c = 24$ in = 2 ft

$i_{cr} = 1\frac{1}{2}$ in = 1,2 in

$th = \frac{0.885 \times P \times r_c + C}{fE - 0.1P}$ (Brownell & Young, pers 13-12)

$$th = \frac{0,885 \times 97,02 \times 24 + 0,125}{(22500 \times 0.85) - (0.1 \times 97,02)}$$

= 0,2328 in sehingga digunakan t standar = 1/4 in

$D = 24$ in = 2 ft

ID tutup = OD tangki – 2(th)

$$= 23,93164 - 2 \times 0,2328$$

$$= 23,47 \text{ in} = 1,9555 \text{ ft}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{23,47}{2}$$

$$= 11,7 \text{ in}$$

BC = $r - i_{cr}$

$$= 22,8 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - i_{cr}$$

$$= 10,5 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(123.25^2) - (63^2)}$$

$$\begin{aligned}
 &= 20,22 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 3,78 \text{ in} \\
 OA &= ts + b + sf \\
 &= 0,232804 + 3,78 + 1,5 \\
 &= 5,51 \text{ in} = 0,5 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi total kolom =

tinggi tray + tinggi ruang kosong diatas tray + tinggi hold up liquid + tinggi ruang kosong diatas liquida + 2 x tinggi tutup

$$\begin{aligned}
 &= 109,613 + 2 + 0,122 + 1 + 2 \times 0,5 \\
 &= 113,6534 \text{ ft} \\
 &= 34,650 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Kolom Distilasi II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-320
Fungsi	Memisahkan etil asetat dan etanol dari air, butanol dan asam asetat berdasarkan perbedaan titik didih
Tipe	Total Condenser
Kapasitas	15033,26 kg/jam
Bahan	SA 353
Jumlah	1
Spesifikasi Plate :	
Type of tray	Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	0,595 m
Tray spacing	0,5 m
Active area	0,2114 m ²
Hole area	0,0148 m ²
Downcomer area	0,0334 m ²
Number of tray	68
Tinggi Kolom	35 m

AKUMULATOR F-322

fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
 type : silinder horizontal dengan tutup dished
 dasar pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil
 kondisi operasi : Tekanan = 6 atm = 88,18 psia

Perhitungan :

Bahan masuk :

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
CH ₃ CH ₂ OH	3,74	1,87	0,789
H ₂ O	0,86	0,43	0,9997
CH ₃ CHO	0	0,00	0,778
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,08	0,04	0,81
CH ₃ COOC ₂ H ₅	1342,38	671,19	0,902
CH ₃ COOH	0,11	0,05	1,049
	1347,16	673,58	

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\Sigma (\text{fraksi berat}/\rho \text{ campuran})} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

$$(1 \text{ gr/cc} = 62.43 \text{ lb/cuft})$$

$$\rho \text{ campuran} = 56,29 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = 1347,16 \text{ kg} = 2969,94 \text{ lb}$$

$$(1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb})$$

$$\begin{aligned} \text{rate volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{2969,94 \text{ lb}}{56,29 \text{ lb/cuft}} \\ &= 52,76 \text{ cuft} \end{aligned}$$

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

$$\text{maka volume tangki} = 52,76 \times (100/80)$$

$$= 65,95 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 1/4 \pi (D^2) H \\ 65,95 &= 1/4 \pi (D^2) 4D \\ D &= 2,759034 \text{ ft} \\ D &\approx 3 \text{ ft} = 36 \text{ in} \\ H &= 12 \text{ ft} = 144 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psia

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 3,75 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 91,95 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 101,15 \text{ psia}$$

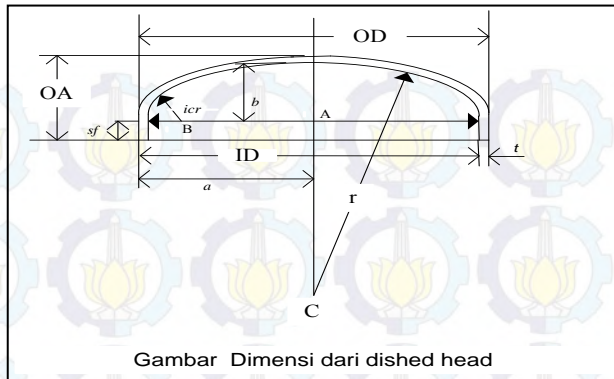
$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 36 = 18 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{101,15 \times 18}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 101,15)} + 0,125$$

$$= 0,31 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/8 \text{ in})$$

$$OD = ID + 2 t. \text{ shell} = 37,25 \text{ in}$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :

tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psia
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.8
- f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psia (Brownell & Young, T.13-1)

untuk OD = 40 in standar OD dari Brownell & Young, Tabel 5.7

diperoleh : rc = 40 in = 3,33 ft

icer = 2 1/2 in = 2,5 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 101,15 \times 40}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 101,15)} + 0,1$$

$$= 0,48 \text{ in} \quad \text{sehingga digunakan } t \text{ standar} = 1/2 \text{ in}$$

$$D = 40 \text{ in} = 3,3 \text{ ft}$$

$$ID \text{ tutup} = OD \text{ tangki} - 2(th)$$

$$= 40 - 2 \times 0,48$$

$$= 39,04 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{39,04}{2}$$

$$= 19,52118 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 37,5 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= 17,02118 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(89.87^2) - (44.53^2)}$$

$$= 33,41 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 6,59 \text{ in}$$

$$OA = ts + b + sf$$

$$= 0,478819 + 6,59 + 1,5$$

$$= 8,56 \text{ in}$$

$$= 0,71 \text{ ft}$$

Dipakai tebal head = 5/8 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{2,5}{40} = 0,0625 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

dimana : $V =$ volume, ft^3

$Di =$ diameter, in

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 2,29 \text{ ft}^3$$

$$= 18,97 \text{ m}^3$$

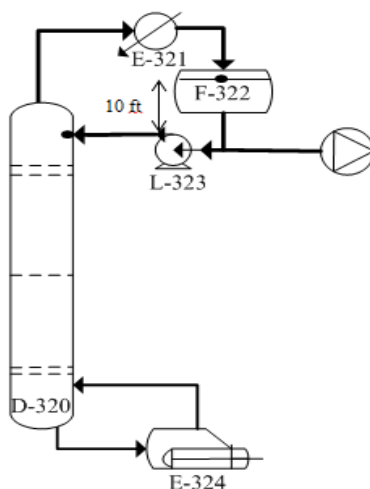
Spesifikasi Akumulator

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-322
Fungsi	menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	65,95 cuft = 2 m ³
Diameter	3 ft
Panjang	13,43 ft
Tebal Shell	3/8in
Tebal tutup atas	1/2 in
Tebal tutup bawah	1/2 in
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	1 buah

POMPA (L-323)

Fungsi : memompa refluks hasil dari kolom distilasi 2 kembali ke D-320

Type : Pompa sentrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	12989,55	789,00	16,46331
H ₂ O	297,14	995,83	0,29838
CH ₃ COOC ₂ H ₅	513,53	897,00	0,57249
Total	13800,22		17,33

$$\text{Rate masuk} = 13800,22 \text{ kg/jam}$$

$$= 30424,43 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 796,13 \text{ kg/m}^3$$

$$= 49,70048 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 612,1555 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,170043 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 76,32559 \text{ gpm}$$

$$= 17,33495 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,2838 \text{ cp} = 0,00019 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulent

$$D_{i\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 4,19 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 5,563 \text{ in} = 0,46358 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 5,047 \text{ in} = 0,42058 \text{ ft}$$

$$A = 20,016 \text{ in}^2 = 0,139 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\
 &= 0,17004 \quad / \quad 0,139 \\
 &= 1,22333 \quad \text{ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= 134090
 \end{aligned}$$

(asumsi aliran turbulent dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \cdot g / gc + \Delta v^2 / 2\alpha gc + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28)

dimana :

$$* \text{ faktor energi kinetik } \Delta v^2 / (2gc) = 0$$

$$(\quad v_1 = v_2, \Delta v = 0)$$

$$* \text{ beda tinggi } \Delta z = 10 \quad \text{ft}$$

$$* \text{ Titik referens, } P_1 = \text{Tekanan dalam tangki akumulator}$$

$$= 88,2 \quad \text{psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan dalam D-320}$$

$$= 88,2 \quad \text{psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0$$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 2 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times kf \times v^2 / 2\alpha gc \quad (kf = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 1,49654}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,01744 \quad \text{ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5 \times 1,496542}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,221 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 1,496542}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,10466 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0003309$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,012$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 40 \text{ ft} \\ &= 12,19 \text{ m} \end{aligned}$$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc$$

$$= \frac{4 \times 0,012 \times 40 \times 1,5}{0,139 \times 2 \times 32}$$

$$= 0,32 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$hc = k_c \times v^2 / 2gc \quad (k_c = 0,55)$$

$$= \frac{0,6 \times 1,50}{2}$$

$$= \frac{2 \times 0,5 \times 32,2}{0,03} \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$$K_{ex} = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v^2}{2g_c} \quad (K_{ex} = 1)$$

$$= \frac{1 \times 1,50^2}{2 \times 0,5 \times 32,17}$$

$$= 0,05 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma h_f = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} + f_f + h_c + h_{ex}$$

$$= 0,74 \text{ ft.lbf/lb}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\eta W_p = \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta z \left(\frac{g}{g_c} \right) + \Delta \left(\frac{P}{\rho} \right) + \Sigma h_f$$

$$= 0 + 10 + 0 + 0,74$$

$$= 10,74$$

$$\text{kapasitas} = 76,32559$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 38\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$W_p = \frac{10,74}{0,38}$$

$$= 28,2536 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{28,253646 \times 8,45123}{550}$$

$$= 0,4341 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 80% (*Peters & Timmerhauss, Gb.1438 hal 521*)

Power actual = BHP / eff. Motor = 1,25

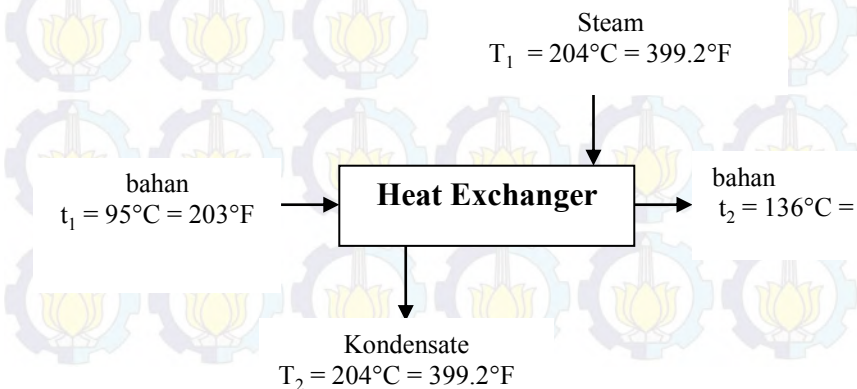
Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-323
Fungsi	Memompa reflux ke D-320
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	76,32559 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	5,56 in OD ; sch 40
Power pompa	1,25 hp
Jumlah	1 buah

REBOILER (E-324)

Fungsi = Memanaskan kembali hasil bottom produk D-320

Type = *Shell and Tube Heat Exchanger*



Perhitungan

1. Dari Neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$\begin{aligned} W \text{ bahan} &= 370,83 \text{ kg/hari} \\ \text{Panas yang dibutuhkan} &= Q = 2591205,86 \text{ kkal} \\ \text{Steam yang digunakan} &= W = 5642,22 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

2. Log Mean Temperature Difference :

hot fluida		cold fluida	differ
399,2	High Temperatur	276,8	122,4
399,2	Lower Temperatur	203	196,2
0	different	73,8	73,8

$$\text{LMTD} = 238 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = Fr \times \text{LMTD} \quad (\text{Untuk 1-2 Shell \& tube, kern 225})$$

$$= 0,8 \times 237,996$$

$$= 190 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. T_c dan t_c : dipakai temperature rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2} = 399 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{276,8 + 203}{2} = 239,9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 10 hal 841-843 (*kern, 1965*)

tube :

$$\text{Diameter luar (OD)} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in}$$

shell side :

$$\text{ID} = 8 \text{ in}$$

$$\text{passes} = 1$$

$$\text{panjang tube} = 16 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,1963$$

$$\text{passes} = 1$$

$$\text{Asumsi UD} = 200 \text{ Btu}/(\text{hr}).\text{ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$

$$= \frac{2591205,863}{200 \times 190,4}$$

$$= 68,04752 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a}$$

$$= \frac{68,05}{16 \times 0,1963}$$

$$= 21,67$$

$$\text{digunakan Nt} = 32 \quad (\text{Kern ; tabel 9})$$

$$A \text{ Baru} = Nt \times L \times a$$

$$= 32 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 100,51$$

$$UD \text{ Baru} = \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T}$$

$$= \frac{2591205,863}{100,5056 \times 190,397}$$

$$= 135,41$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

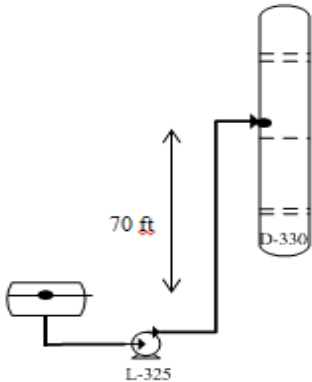
Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	Prangan
No. Kode	E-324
Fungsi	Memanaskan kembali hasil bottom produk D-320
Type	1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube : OD	3/4 in
Panjang	16 ft
Pitch	1
Jumlah Tube, Nt	32
Passes	1
Shell : ID	8 in
Passes	1
Heat exchanger Area, A	100,51 ft ²
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

POMPA (L-325)

Fungsi : memompa hasil top produk kolom distilasi 2 D-320 menuju kolom distilasi 3 D-330

Type : Pompa centrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	6675,41	789,00	8,46059
H ₂ O	152,70	995,83	0,15334
CH ₃ COOC ₂ H ₅	263,90	808,00	0,32661
Total	7092,01		8,94

$$\text{Rate masuk} = 7092,01 \text{ kg/jam}$$

$$= 15635,29 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 793,24 \text{ kg/m}^3$$

$$= 49,52033 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 315,7347 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,087704 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 39,36686 \text{ gpm}$$

$$= 8,940938 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,2838 \text{ cp} = 0,00019 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulent

$$Di_{\text{opt}} = 3,9 \times q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 3,11 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 4 \text{ in} = 0,33333 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,548 \text{ in} = 0,29567 \text{ ft}$$

$$A = 9,8928 \text{ in}^2 = 0,0687 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 0,0877 / 0,0687 \\ &= 1,27662 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= 98013,7 \\ &\text{(asumsi aliran turbulent dapat diterima)} \end{aligned}$$

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernoulli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2\alpha \text{gc} + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2 / (2\text{gc}) = 0$

($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 70 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 = \text{Tekanan dalam D-320}$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$P_2 = \text{Tekanan dalam D-330}$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0$$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 3 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 3 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 3 \times k_f \times v^2 / 2\alpha \text{gc} \quad (k_f = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{3 \times 0,75 \times 1,62977}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,05699 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5}{2} \times \frac{1,62977}{32,174}$$

$$= 0,241 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5}{2} \times \frac{1,62977}{32,174}$$

$$= 0,11397 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0006696$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0045$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 150 \text{ ft} \\ &= 45,72 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_f &= 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc \\ &= \frac{4}{0,069} \times \frac{0,0045}{2} \times \frac{150}{32} \times \frac{1,6}{2} \\ &= 1,00 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left[1 - \frac{A_2}{A_1} \right]$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned}
 h_c &= k_c \frac{v^2}{2\alpha g c} \quad (k_c = 0,55) \\
 &= \frac{0,6 \times 1,63}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\
 &= 0,03 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= 1 \\
 h_e &= k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha g c} \quad (k_{ex} = 1) \\
 &= \frac{1 \times 1,63}{2 \times 0,5 \times 32,17} \\
 &= 0,05 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma h_f &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} + f_f + h_c + h_e \\
 &= 1,49 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned}
 \eta W_p &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \Sigma h_f \\
 &= 0 + 70 + 0 + 1,49 \\
 &= 71,49
 \end{aligned}$$

$$\text{kapasitas} = 39,37$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 40\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{71,49}{0,40} \\
 &= 178,71372 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{178,71372 \times 4,34314}{550}
 \end{aligned}$$

 550

$$= 1,41 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 82% (*Peters & Timmerhauss, Gb.1438 hal 521*)

$$\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} = 1,72 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-325
Fungsi	Memompa top produk dari D-320 ke D-330
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	39,367 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	70 ft
Ukuran pipa	4 in OD ; sch 40
Power pompa	1,72 hp
Jumlah	1 buah

KOLOM DISTILASI III D-330

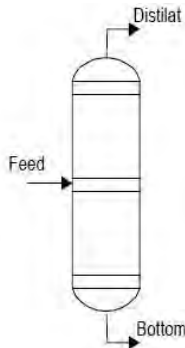
Fungsi : untuk memisahkan etil asetat dari etanol dengan bantuan pelarut etilen glikol berdasarkan perbedaan titik didih

Tipe : Sieve Tray Colomn

Kondisi operasi : tekanan operasi = 6 atm

suhu operasi = 296 °C

sistem operasi = kontinyu



Dari hasil perhitungan neraca massa dan panas :

T operasi = 296 °C

P operasi = 6 atm

BM campuran = 54,5450 kg/kmol

R minimum = 0,9992

R optimum = 1,4988

L = 4,4891 kmol = 395,533 kg = 871,99 lb

V = 7,48425 kmol = 659,438 kg = 1453,8 lb

D = 71,8839 kmol = 395,535 kg = 872 lb

F = 270,4917 kmol = 659,438 kg = 1453,8 lb

Menentukan jumlah plate pada kondisi reflux minimum :

1. Minimum stages for total reflux :

menggunakan persamaan 11.7-13 Geankoplis 4th edition,

$$N_m = \frac{\log[(X_{LD} D / X_{HD} D) (X_{HW} W / X_{LW} W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

dengan : X_{LD} = fraksi mol light key pada distilat

X_{LW} = fraksi mol light key pada bottom

X_{HD} = fraksi mol heavy key pada distilat

X_{HW} = fraksi mol heavy key pada bottom

$$\alpha_{L,av} = \sqrt[n]{\alpha_{LD} \alpha_{LW}} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-13})$$

dengan : $\alpha_{L,av}$ = α_L rata-rata
 α_{LD} = α pada temperatur bagian atas (dew point)
 α_{LW} = α pada temperatur bottom

berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan :

$$X_{LD} = 0,00713 \quad D = 71,88 \quad \text{kmol}$$

$$X_{LW} = 0,327 \quad W = 267,50 \quad \text{kmol}$$

$$X_{HD} = 0,00194$$

$$X_{HW} = 0,43$$

$$\alpha_{LD} = 1,3106 \quad (T = 296^\circ\text{C} \text{ pada kolom atas})$$

$$\alpha_{LW} = 1,8391 \quad (T = 261^\circ\text{C} \text{ pada kolo bawah})$$

$$\alpha_{L,av} = 1,5525$$

$$N_m = 48 \quad \text{stage teoritis} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-12})$$

$$\text{jumlah tray teoritis} = 47$$

2. Number of stage at operating reflux ratio

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$R_m = 0,9992$$

$$R = 1.5(R_{min}) = 1,4988$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,60$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,50$$

Menentukan nilai N_m/N dengan menggunakan Erbar-Maddox correlation pada Geankoplis 4th edition Figure 11.7-3, diperoleh :

$$N_m/N = 0,6$$

Stage teotitis

$$N = \frac{N_m}{0,6}$$

$$N = 79 \quad \text{stage teoritis}$$

$$\text{Tray teoritis} = 79 - 1 \text{ (reboiler)}$$

$$= 78$$

3. Penentuan lokasi feed plate

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log [(X_{HF}/X_{LF}) W/D (X_{LW}/X_{HD})^2]$$

dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$X_{HF} = 0,5357$$

$$X_{LF} = 0,0111$$

$$X_{LW} = 0,216$$

$$X_{HD} = 0,002$$

$$W = 267,50 \text{ kmol}$$

$$D = 71,88 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 1,302$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 9,96$$

$$N_e + N_s = 9,96415 \text{ } N_s + N_s = 79 \text{ stage}$$

$$\text{diperoleh } N_s = 7$$

$$N_e = 72$$

sehingga feed masuk pada tray ke 72 dari atas

$$R = 1,4988$$

$$D = 395,535 \text{ kg/jam}$$

$$= 71,8839 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_L = 707,640 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma = 23,98 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0,024 \text{ N/m}$$

$$L = 395,533 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,4891 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_v = 1,742 \text{ kg/m}^3$$

$$V = 659,438 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,48425 \text{ kmol/jam}$$

$$F = 659,438 \text{ kg/jam}$$

$$= 270,492 \text{ kmol/jam}$$

$$B = 13911,4 \text{ kg/jam}$$

$$= 256,247 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho'_L = 866,265 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma' = 7,985 \text{ dyne/cm}$$

$$\begin{aligned}
 L' &= 22863,2 \text{ kg/jam} & = 0,008 \text{ N/m} \\
 &= 179,6 \text{ kmol/jam} & \rho_v' = 1,512 \text{ kg/m}^3 \\
 V' &= 26894 \text{ kg/jam} \\
 &= 274,981 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

(1) **Menghitung Physical Properties** (Culson, pers 11.82)

Jumlah Tray = 79

Temperature Bawah	261	°C	Temperature atas	296	°C
ρ_v	1,5	kg/m ³	ρ_v	1,742	kg/m ³
ρ_l	866,3	kg/m ³	ρ_l	707,640	kg/m ³
σ	8,0 0,0080	dyne/cm N/m	σ	23,980 0,02398	dyne/cm N/m

(2) **Menghitung Diamater kolom**

TOP

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0298$$

Asumsi, *Plate Spacing* =

$$0,5 \text{ m}$$

Dari Gambar 11.27 Coulson & Richardson

$$K_1 = 0,09$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0749$$

BOTTOM

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0273$$

Dari Gambar 11.27 Coulson & Richardson

$$K_1 = 0,089$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0923$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 2,152 \quad \text{m/s}$$

Flooding Velocity digunakan =
0,85 (Culson, page 567)

$$u_f = 0,85 \times 2,152$$

$$u_f = 1,83 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{659,438}{1,742}$$

$$Q = 378,6 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,1052 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (An)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{0,1052}{1,829}$$

$$A_n = 0,057 \quad \text{m}^2$$

Luas *Dowcomer* yang digunakan
= 0,12

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 1,792 \quad \text{m/s}$$

$$u_f = 0,85 \times 1,792$$

$$u_f = 1,52 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{26894}{1,512}$$

$$Q = 17787,037 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 4,9408 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (An)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{4,941}{1,523}$$

$$A_n = 3,2 \quad \text{m}^2$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{0,057}{1}$$

$$= 0,057 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 0,271 \text{ m}$$

$$= 0,887 \text{ ft}$$

$$= \frac{3,244}{1}$$

$$= 3,244 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 2 \text{ m}$$

$$= 6,7 \text{ ft}$$

(3) Menghitung Flow Rate Liquid Maximum

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$

$$= \frac{22863,2}{866,265}$$

$$= 0,0073 \text{ m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Gambar 11.28 Jenis Aliran yang dipilih adalah Cross Flow (Single Pass)

ID	2032,4866	mm
----	-----------	----

Luas	3242836,49	mm ²
	3,243	m ²

Asumsi, Luas Lubang 0,07 A_a

Asumsi, Luas Downcomer 0,12 Luas (Culson, page 572)

Net Area	A _n	A _c -A _d	2,854	m ²
Active Area	A _a	A _c -2A _d	2,465	m ²
Hole Area	A _h	0,07A _a	0,173	m ²

Downcomer Area	A_d	0,12Luas	0,389	m^2
----------------	-------	----------	-------	-------

Tinggi Weir (h_w)	15	mm
Diameter lubang (d_h)	2,5	mm
Tebal Plate	2,5	mm

Panjang Weir Fig.11.31

$$\frac{A_d}{A_c} = \frac{0,389}{3,243}$$

(4) Check Weeping Point

Maximum liquid Rate 22863,21 kg/jam
 6,351 kg/s

$$\frac{A_d}{A_c} = 0,12$$

Minimum Liquid Rate 0,7 turn-down
 4,446 kg/s

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,75$$

$$l_w = 0,75 \times 2,032 = 1,5244$$

$$\text{Maximum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3} \quad (\text{Culson, pers 11.85})$$

$$= 21,369 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

$$= 16,847 \text{ mm liquid}$$

Ketika Laju Liquid minimum

$$= h_w + h_{ow}$$

$$= 31,847 \text{ mm}$$

Dari Culson Fig. 11.30 $K_2 = 29,2$

Kecepatan Vapour Minimum Desain

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$$

$$u_h = 6,99 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{A_h}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{3,45859}{0,173}$$

Laju Minimum Vapour = 20,05 m/s

Laju Minimum Vapour Desain,

sehingga Trial Diterima

(5) Layout dan Perforated Area

$$\text{Unperforated Strip Round Plate Edge (U}_{PL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Wide-Calming Zone (W}_{CL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Active Area (A}_a) = 2,465 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Kolom (D}_c) = 2,0325 \text{ m}$$

$$\text{Dari fig. 11.32 Dengan } l_w/D_c = 0,75$$

$$\text{Didapat } \theta_c = 108$$

$$L_h/D_c = 0,18$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = (D_c - U_{PL}) \cdot \frac{\pi \cdot (180^\circ - \theta_c)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = 2,491 \text{ m}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = \text{UPL} \cdot \text{Mean Length UPL}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = 0,1246 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length W}_{CL} = (D_c - W_{CL}) \cdot \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$\text{Mean Length W}_{CL} = (1,10261 - 0,05) \cdot \sin(108/2)$$

$$\text{Mean Length W}_{CL} = 1,604 \text{ m}$$

$$\text{Luas W}_{CL} = 0,0802 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Perforated (A}_p) = \text{Active Area} - \text{Luas U}_{PL} - \text{Luas W}_{LC}$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = 2,260 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \frac{A_h}{A_p} &= \frac{0,173 \text{ m}^2}{2,260 \text{ m}^2} \\ \frac{A_h}{A_p} &= 0,076 \end{aligned}$$

$$\text{Dari fig. 11.33 } l_p/d_h = 3,4$$

(6) Pressure Drop Plate

Kecepatan Vapour maximum

$$u_h = 28,64 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Dari Fig. 11.34} \\ \frac{\text{Tebal Plate}}{\text{Diameter Lubang}} &= \frac{2,5}{2,5} \quad \frac{A_h}{A_p} = 0,076 \\ &= 1 \quad = 7,634 \end{aligned}$$

$$\text{Orifice Coefficient, Co} = 0,82$$

Dry Plate Drop (h_d) =

$$h_d = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.88})$$

$$h_d = 108,586 \text{ mm}$$

Residual Head (h_r) =

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.89})$$

$$h_r = 14,430 \text{ mm}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = h_r + h_d + h_w + h_{ow}$$

Pressure Drop Total Kolom = 154,86 mm

(7) Downcomer Liquid Back-up

Downcomer Pressure Loss

Asumsi, $h_{ap} = h_w - 10$ (Culson, pages 577)

$$h_{ap} = 5 \text{ mm}$$

Luas Apron (A_{ap}) = $h_{ap} \cdot l_w$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = 0,0076 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka $A_m = A_{ap}$

$$h_{dc} = 160 \cdot \left(\frac{L_{max}}{\rho_L \cdot A_m} \right)^2 \quad (\text{Culson, pers 11.92})$$

$$h_{dc} = 148,037 \text{ mm}$$

$$\approx 148 \text{ mm}$$

Back-up pada Downcomer (Culson, pers 11.91)

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_t + h_{dc}$$

$$h_b = 339,27 \text{ mm}$$

$$h_b = 0,339 \text{ m}$$

$$\text{Plate Spacing} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Weir} = 0,015 \text{ m}$$

$$1/2(\text{Total}) = 0,558 \text{ m}$$

Jarak Antar Tray diterima karena :

$$1/2 (\text{Plate Spacing} + \text{Tinggi Weir}) > h_b \quad (\text{Culson, pers 11.94})$$

Cek Residence Time

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L} \quad (\text{Culson, pers 11.95})$$

$$t_r = 18,01 \text{ s}$$

(8) Periksa *Entrainment*

Top	Bottom
$u_v = \frac{Q}{A_n}$	$u_v = \frac{Q}{A_n}$
$u_v = \frac{0,1052}{2,854}$	$u_v = \frac{4,941}{2,854}$
$u_v = 0,037$	$u_v = 1,731$
$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$	$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$
$\text{Percent Flooding} = \frac{0,037}{1,829}$	$\text{Percent Flooding} = \frac{1,731}{1,523}$
$\text{Percent Flooding} = 0,020$	$\text{Percent Flooding} = 1,137$
$F_{LV} = 0,0298$	$F_{LV} = 0,027$
Dari fig. 11.29	Dari fig. 11.29
$\Psi = 0,003$	$\Psi = 0,3$

(9) Jumlah Lubang

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter satu lubang} &= 2,5 \text{ mm} \\
 &= 0,0025 \text{ m} \\
 \text{Luas satu Lubang} &= (\pi/4) \cdot D^2 \\
 \text{Luas satu Lubang} &= (\pi/4) \cdot 0,0025^2 \\
 \text{Luas satu Lubang} &= 4,90874\text{E-}06 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas Lubang (A}_h\text{)} &= 0,173 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = \frac{Ah}{\text{Luas Satu Lubang}}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = 35145,26 \approx 35145 \text{ lubang}$$

(10) Menentukan tinggi kolom

1.) Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 79$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times (N - 1)$$

dengan T : plate spacing

$$= 0.5 \times (79 - 1)$$

$$= 39,026 \text{ m}$$

$$= 128 \text{ ft}$$

2.) Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

3.) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 22863 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 866,265 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = 18,01 \text{ seconds}$$

$$= 0,005 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 3,243 \text{ m}^2$$

$$= 34,906 \text{ ft}^2$$

$$\text{HL} = \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho L \times A)}$$

$$= \frac{22863 \times 0,00500}{866,265 \times 3,243}$$

$$= 0,041 \text{ m}$$

$$= 0,134 \text{ ft}$$

- 4.) Tinggi ruang kosong diatas liquida
 ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquida = 1 ft

- 5.) Tebal tutup dan tinggi bejana

Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 low alloy stell

(Tabel 13.1, brownell&young)

$$f = 22500$$

$$E = 0,85$$

$$C = 2/16$$

- 6.) Penentuan tebal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi
 (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 97,02 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 79,99867 = 40,00 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{97,02 \times 40,00}{(22500 \times 0,85) - (0,6 \times 97,02)} + 0,125$$

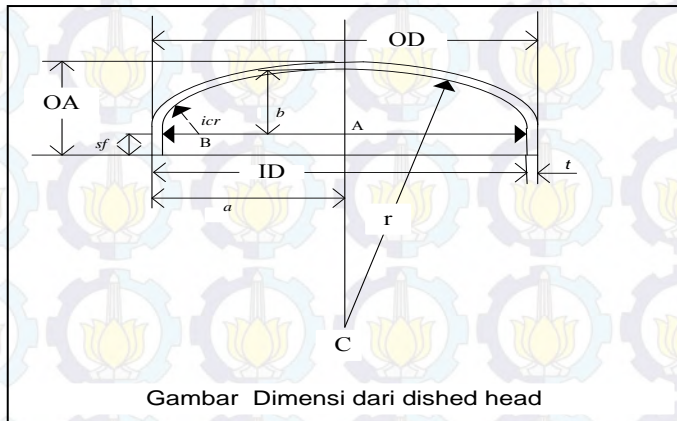
$$= 0,33 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/8 \text{ in})$$

$$OD = 2 \times t_{\text{shell}} + ID$$

$$= 80 \text{ in}$$

7.) Penentuan tinggi tutup

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0,1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.85
- f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka f = 22500 psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk D = 80 in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : rc = 84 in = 7 ft

icr = 5 1/8 in = 5,125 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0,1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 97,02 \times 84}{(22500 \times 0,85) - (0,1 \times 97,02)} + 0,125$$

$$= 0,50 \text{ in} \text{ sehingga digunakan } t \text{ standar} = 1/2 \text{ in}$$

$$D = 80 \text{ in} = 6,7 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(th) \\ &= 80,49867 - 2 \times 0,50231 \\ &= 79,49 \text{ in} = 6,6245 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID}}{2} \\ &= \frac{79,49}{2} \end{aligned}$$

$$= 39,7 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - icr \\ &= 78,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - icr \\ &= 34,6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(123,25^2) - (63^2)} \\ &= 70,87 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 13,13 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= ts + b + sf \\ &= 0,502314 + 13,13 + 1,5 \\ &= 15,13 \text{ in} = 1,3 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi total kolom =
tinggi tray + tinggi ruang kosong diatas tray + tinggi hold up liquid +
tinggi ruang kosong diatas liquida + 2 x tinggi tutup

$$\begin{aligned} &= 128,004 + 2 + 0,134 + 1 + 2 \times 1,3 \\ &= 133,6597 \text{ ft} \\ &= 40,750 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi Kolom Distilasi III

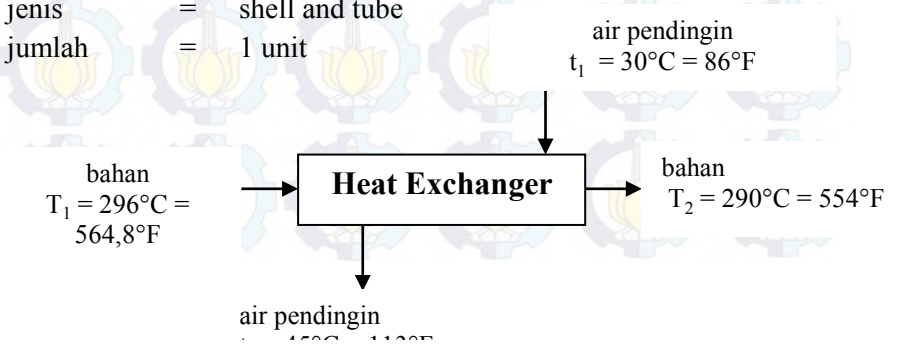
Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-330	
Fungsi	untuk memisahkan etil asetat dari etanol dengan bantuan pelarut etilen glikol berdasarkan perbedaan titik didih	
Tipe	Total Condenser	
Kapasitas	659,44	kg/jam
Bahan	SA 353	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray	
Tower diameter	2,032	m
Tray spacing	0,5	m
Active area	2,4646	m ²
Hole area	0,1725	m ²
Downcomer area	0,3891	m ²
Number of tray	79	
Tinggi Kolom	41	m

CONDENSOR (E-331)

fungsi = mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



$$t_2 = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

$$\text{temperatur masuk } (T_1) = 296 = 564,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (T_2) = 290 = 554 \text{ } ^\circ\text{F}$$

fluida dingin

$$\text{laju alir fluida masuk } (w) = 27875,58 \text{ kg/jam}$$

$$= 55751,17 \text{ lb/jam}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_1) = 30 = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_2) = 45 = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{panas yang hilang } (Q) = 5840272,79 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = 23160980,3 \text{ Btu/jam}$$

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 565 - 86 = 478,8$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 554 - 113 = 441$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 478,8 - 441 = 37,8$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 460,16 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{565 - 554}{113 - 86} = 0,400$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{565 - 86} = 0,056$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,3$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \Delta T_{\text{LMTD}} \times Fr \\ &= 460 \times 0,3 \end{aligned}$$

$$= 138$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{564,8 + 554}{2} = 559,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

$$\text{ID} = 23,25 \text{ in}$$

$$\text{baffle space} = 12 \text{ in}$$

$$\text{passes} = 1 \text{ in}$$

tube shell

$$\text{number} = 420$$

$$\text{leght} = 16$$

$$\text{OD} = 3/4$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{pitch} = 15/16$$

$$\text{passes} = 2$$

$$\text{fouling factor (R}_d\text{) fluida panas} : 0,001 \text{ (Kern,table 12)}$$

$$\text{fouling factor (R}_d\text{) fluida dingin} : 0,001 \text{ (Kern,table 12)}$$

$$\text{Total dirt factor (R}_d\text{)} : 0,002$$

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$A_s = \frac{ID_s \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 23,25 \text{ in}$$

$$B = \text{baffle spacing} = 12 \text{ in}$$

$$Pt = \text{tube pitch} = 1 \text{ in}$$

$$C'' = \text{clereance} = 0,18 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{23,25 \times 0,18 \times 12}{144 \times 1}$$

$$= 0,34875 \text{ ft}^2$$

5') kecepatan massa Gs

$$Gs = \frac{W}{As}$$

$$= \frac{55751,167}{0,34875}$$

$$= 159859,98 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

6') bilangan reynold (Re)

pada $T_c = 559^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,01 \text{ cp}$$

$$= 0,0241 \text{ lbm/ft.jam}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \text{ in} = 0,07583 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 159860}{0,0241}$$

$$= 503017,2139$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 503017,2139$$

$$jH = 400$$

8') pada $T_c = 559^\circ\text{F}$

$$Cp = 0,86 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,333 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$$

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}
 h_o &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 400 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207 \\
 &= 36,44
 \end{aligned}$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh $at' = 0,334$

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$$at' = \text{luas permukaan} = 0,334 \text{ in}$$

$$Nt = \text{jumlah tube} = 420 \text{ in}$$

$$\text{passes} = \text{tube pitch} = 2$$

$$\begin{aligned}
 At &= \frac{0,334 \times 420}{144 \times 2} \\
 &= 0,4870833 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5) kecepatan massa G_t

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{W}{At} \\
 &= \frac{55751,167}{0,4870833} \\
 &= 114459,2 \text{ lbm/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

$$\text{pada } t_c = 100^\circ \text{F}$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,91 \text{ cp} \\ &= 2,1931 \text{ lbm/ft.jam}\end{aligned}$$

dari kern tabel 10

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,05433 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,0543333 \times 114459}{2,1931}\end{aligned}$$

$$= 2835,689$$

7) dari kern figure 28

$$Re = 2835,689$$

$$jH = 25$$

8) pada $t_c = 99,5$ °F

$$Cp = 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,387 \text{ Btu/jam.ft}^2.({}^\circ\text{F/ft})$$

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} = 1,89615$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}hi &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \\ &= 25 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\ &= 337,64\end{aligned}$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{\quad}$$

$$= 337,64 \times \frac{OD}{0,0625} \times \frac{0,054333}{0,0625}$$

$$= 293,52$$

13) koefisien U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{293,52 \times 36,4413}{293,52 + 36,4413}$$

$$= 32,42 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

14) koefisien U_d

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}$$

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 420 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 1319,14 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{5840272,79}{1319,14 \times 138}$$

$$= 32,07$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{32,42 - 32,07}{32,42 \times 32,07}$$

$$= 0,0003$$

SUMMARY

36	<i>h outside</i>	338
U_C	32	
U_D	32	
R_D Hitung	0,0003	
R_D Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

11) Untuk Nre = 2835,7
 Dari Fig.26 Hal 836 Kern $f = 0,00035$
 Pada T = 99,5 °F $s = 1$

12) Menghitung Pressure Drop

$$1 \quad \Delta P_{t1} = 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= 2 \times \frac{0,00035 \times 4,1923E+11}{52200000000 \times 0,05433333}$$

$$= 0,10 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

$$2 \quad G_t = 114459,1959 \quad \frac{v_2}{2g'} = 0,0048$$

(Kern, hal 837)

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v_2}{2g'} = 0,0384 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 0,14 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

13) Untuk Nre = 503017,2139

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$\begin{aligned} f &= 0,00023 \quad \text{ft}^2/\text{in}^2 \\ s &= 1 \end{aligned}$$

$$D_s = \frac{23,25}{12} = 1,9375 \quad \text{ft}$$

14) Jumlah crosses

$$\begin{aligned} N+1 &= 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12} \\ &= 64 \end{aligned}$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,00023 \times 49513223173 \times 64}{52200000000 \times 1,9375} \\ &= 0,01 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Condensor (E-331)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-331
Fungsi	mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi
Jenis	Shell and Tube
Kapasitas	55751,17 lb/jam
Suhu Pendingin	86 °F
Suhu Bahan	564,8 °F
LMTD	460,1576 °F
R_D	0,0003
R_D yang ditentukan	0,002

ΔP yang diijinkan	Shell 2 psi, Tube 10 psi	
Jumlah	1	
BWG	18	
Pitch	15/16	
Nt	420	
OD	3/4	in
ID	23,25	in
Passes	2	
Panjang Tube	16 ft	

AKUMULATOR F-332

fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
 type : silinder horizontal dengan tutup dished
 dasar pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil
 kondisi operasi : Tekanan = 6 atm = 88,18 psia

Perhitungan :

Bahan masuk :

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	1,00	0,897
	6333,69	1,00	

ρ campuran = 56,00 lb/cuft

rate massa = 6333,69 kg = 13963,25 lb

(1 kg = 2.2046 lb)

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{13963,25 \text{ lb}}{56,00 \text{ lb/cuft}}$

= 249,35 cuft

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

maka volume tangki = 249,35 x (100/80)

= 311,68 cuft

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$311,68 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$$

$$D = 4,630 \text{ ft}$$

$$D \approx 5 \text{ ft} = 60 \text{ in}$$

$$H = 20 \text{ ft} = 240 \text{ in}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psia

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 6,22 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 94,42$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 103,86 \text{ psia}$$

$$r = 1/2D$$

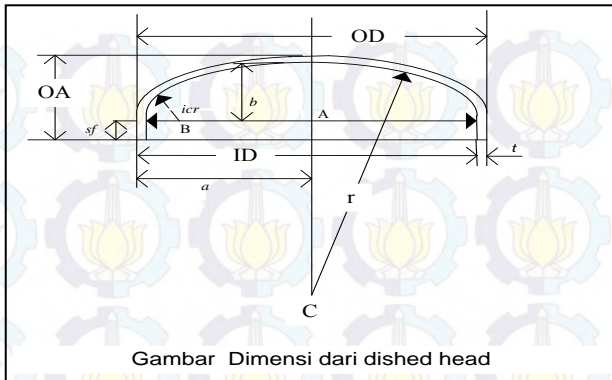
$$r = 1/2 \times 60 = 30 \text{ in} \quad \text{psia}$$

$$t_{\min} = \frac{103,86 \times 30}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 103,86)} + 0,125$$

$$= \frac{3116,58}{10087,8} = 0,43 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1/2 \text{ in})$$

$$OD = ID + 2 t. \text{ shell} = 61,25 \text{ in}$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psia
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.8
- f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psia (Brownell & Young, T.13-1)

untuk OD = 61,25 in standar OD dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : rc = 60 in = 5,00 ft

icr = 3 5/8 in = 3,625 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 103,86 \times 60}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 103,86)} + 0,1$$

$$= 0,67 \text{ in} \quad \text{sehingga digunakan } t \text{ standar} = 3/4 \text{ in}$$

$$D = 61 \text{ in} = 5,1 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(\text{th}) \\
 &= 61,25 - 2 \times 0,67 \\
 &= 59,91 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{\text{ID}}{2} \\
 &= \frac{59,91}{2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 29,95502 \text{ in} \\
 \text{BC} &= r - \text{icr} \\
 &= 56,375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \\
 &= 26,33002 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\
 &= \sqrt{(89.87^2) - (44.53^2)} \\
 &= 49,85 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \text{AC} \\
 &= 10,15 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OA} &= \text{ts} + b + \text{sf} \\
 &= 0,66998 + 10,15 + 1,5 \\
 &= 12,32 \text{ in} \\
 &= 1,03 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 5/8 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{3,625}{61,25} = 0,059184 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan

5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (\text{Di})^3$$

dimana : $V =$ volume, ft^3
 $\text{Di} =$ diameter, in

$$\begin{aligned}
 V &= 0.000049 \times (\text{Di})^3 \\
 &= 10,58 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

= 18,97 m³

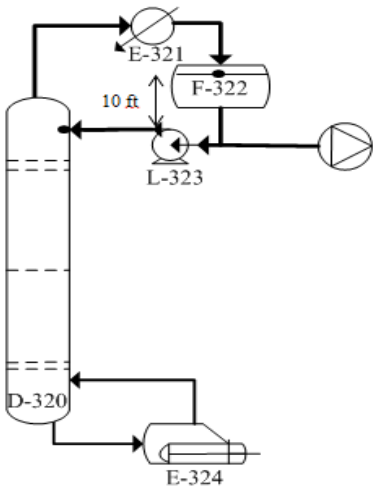
Spesifikasi Akumulator

Spesifikasi	eterangan
No. Kode	F-332
Fungsi	menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	311,68 cuft = 9 m³
Diameter	5 ft
Panjang	22,05 ft
Tebal Shell	1/2 in
Tebal tutup atas	3/4 in
Tebal tutup bawah	3/4 in
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	1 buah

POMPA (L-333)

Fungsi : memompa refluks hasil distilasi 3 D-330 untuk dikembalikan ke kolom distilasi D-330

Type : Pompa sentrifugal



Data Konversi

$$\begin{aligned}
 1 \text{ lb} &= 0,45359 \text{ kg} \\
 1 \text{ cp} &= 0,000672 \text{ lb/ft.s} \\
 1 \text{ ft}^3 &= 7,481 \text{ gal} \\
 1 \text{ m} &= 3,2808 \text{ ft} \\
 1 \text{ ft} &= 12 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	897,00	7,061
Total	6333,69		7,06

$$\text{Rate masuk} = 6333,69 \text{ kg/jam}$$

$$= 13963,47 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 897,00 \text{ kg/m}^3$$

$$= 56,00 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 249,3577 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,069266 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 31,09075 \text{ gpm}$$

$$= 7,061281 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,161 \text{ cp} = 0,00011 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulent

$$Di_{\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 2,84 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ in} = 0,06867 \text{ ft}$$

$$A = 0,53424 \text{ in}^2 = 0,00371 \text{ ft}^2$$

$$\text{kecepatan linear aliran, } v = \text{Rate volumetrik} / A$$

$$= 0,06927 / 0,00371$$

$$= 18,6701 \text{ ft/s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= 663571$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P/\rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2/2\alpha g c + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2/(2gc) = 0$
($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 10 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 =$ Tekanan dalam tangki akumulator

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan dalam D-330}$$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0$$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
1 buah gate valve
1 buah globe valve

* friksi dalam 1 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2\alpha g c \quad (k_f = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 348,572}{2 \times 32,174}$$

$$= 4,06274 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5 \times 348,5721}{2 \times 32,174}$$

$$= 51,461 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 348,5721}{2 \times 32,174}$$

$$= 24,3764 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0123989$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0052$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 40 \text{ ft} \\ &= 12,19 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_f &= 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc \\ &= \frac{4 \times 0,0052 \times 40 \times 349}{0,004 \times 2 \times 32} \end{aligned}$$

$$= 1214,81 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$hc = k_c \times v^2 / 2gc \quad (k_c = 0,55)$$

$$= \frac{0,6 \times 348,57}{2 \times 0,5 \times 32,2}$$

$$= 5,96 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$$K_{ex} = 1$$

$$h_e = K_{ex} \frac{v^2}{2g} \quad (K_{ex} = 1)$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{348,57^2}{32,17}$$

$$= 10,83 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\sum h_f = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} + f_f + h_c + h_e$$

$$= 1311,50 \text{ ft.lbf/lb}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\eta W_p = \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/p) + \sum h_f$$

$$= 0 + 10 + 0 + 1321,50$$

$$\text{kapasitas} = 31,0907$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 20\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$W_p = \frac{1321,50}{0,20}$$

$$= 6607,497 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{6607,497 \times 3,87874}{550}$$

$$= 46,597768 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 80\% \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, Gb.1438 hal 521})$$

Power actual = BHP / eff. Motor = 1,25

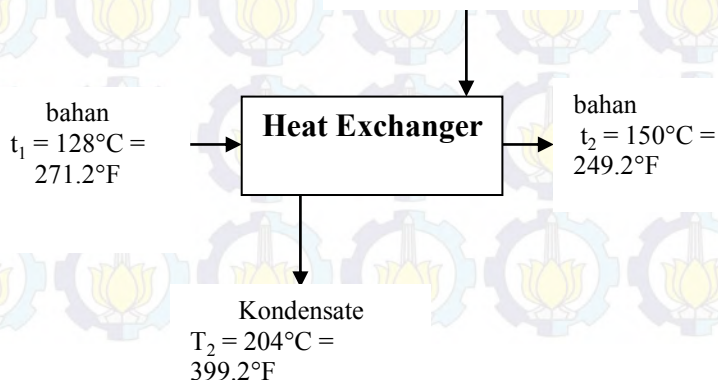
Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-333
Fungsi	Memompa reflux ke D-330
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	31,09075 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	1,05 in OD ; sch 40
Power pompa	1,25 hp
Jumlah	1 buah

REBOILER (E-334)

Fungsi = Memanaskan kembali hasil bottom produk D-330
 Tipe = *Shell and Tube Heat Exchanger*

Steam
 $T_1 = 204^\circ\text{C} = 399.2^\circ\text{F}$



Perhitungan

1. Dari Neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$W \text{ bahan} = 27405,84 \text{ kg}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan} = Q = 22430668,55 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam yang digunakan} = W = 976750 \text{ kg}$$

2. Log Mean Temperature Difference :

hot fluida		cold fluida	different
399,2	High Temperatur	150	249,2
399,2	Lower Temperatur	128	271,2
0	different	22	22

$$\text{LMTD} = 139 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T = Fr \times \text{LMTD} \quad (\text{Untuk 1-2 Shell \& tube, kern 225})$$

$$= 0,8 \times 138,7093$$

$$= 110,967 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

3. T_c dan t_c : dipakai temperature rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2}$$

$$= 399 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{150 + 128}{2}$$

$$= 139 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari kern tabel 10 hal 841-843

tube :

$$\text{Diameter luar (OD)} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in}$$

$$\text{panjang tube} = 16 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,1963$$

shell side :

$$\text{ID} = 23$$

$$\text{passes} = 1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{passes} &= 1 \\
 \text{Asumsi UD} &= 200 \text{ Btu}/(\text{hr}).\text{ft}^2.^{\circ}\text{F} \\
 A &= \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T} \\
 &= \frac{22430668,55}{200 \times 110,97} \\
 &= 1010,687 \text{ ft}^2 \\
 Nt &= \frac{A}{L \times a} \\
 &= \frac{1010,69}{16 \times 0,1963} \\
 &= 321,79
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{digunakan Nt} &= 341 \quad 9) \\
 A \text{ Baru} &= Nt \times L \times a \\
 &= 341 \times 16 \times 0,1963 \\
 &= 1071,01
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{UD Baru} &= \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T} \\
 &= \frac{22430668,55}{1071,013 \times 110,967} \\
 &= 188,73
 \end{aligned}$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-334
Fungsi	Memanaskan kembali hasil bottom produk D-320
Type	1-2 Shell & tube heat exchanger

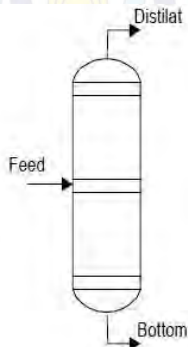
Tube : OD	3/4
Panjang	16 ft
Pitch	1
Jumlah Tube, Nt	341
Passes	1
Shell : ID	23,25 in
Passes	1
Heat exchanger Area, A	1071 ft ²
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

KOLOM DISTILASI IV D-340

Fungsi : untuk memisahkan etanol dari etilen glikol
berdasarkan perbedaan titik didih

Tipe : Sieve Tray Colomnn

Kondisi operasi : tekanan operasi = 6 atm
suhu operasi = 269 °C
sistem operasi = kontinyu



Dari hasil perhitungan neraca massa dan panas :

T operasi = 269 °C
P operasi = 6 atm
BM campuran = 53,9088 kg/kmol

R minimum	=	5,2923			
R optimum	=	7,9385			
L	=	1217,58	kmol	=	54204,5 kg = 119499 lb
V	=	1370,96	kmol	=	61032,6 kg = 134552 lb
D	=	153,3783	kmol	=	6828,11 kg = 15053 lb
F	=	267,50	kmol	=	13911,4 kg = 30669 lb

Menentukan jumlah plate pada kondisi reflux minimum :

1. Minimum stages for total reflux :

menggunakan persamaan 11.7-13 Geankoplis 4th edition,

$$N_m = \frac{\log[(X_{LD} D/X_{HD} D) (X_{HW} W/X_{LW} W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

dengan :

X_{LD}	=	fraksi mol light key pada distilat
X_{LW}	=	fraksi mol light key pada bottom
X_{HD}	=	fraksi mol heavy key pada distilat
X_{HW}	=	fraksi mol heavy key pada bottom

$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LW}}$ (Geankoplis, pers 11.7-13)

dengan :

$\alpha_{L,av}$	=	α_L rata-rata
α_{LD}	=	α pada temperatur bagian atas (dew point)
α_{LW}	=	α pada temperatur bottom

berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan :

X_{LD}	=	0,413	D	=	153,38	kmol
X_{LW}	=	0,0727	W	=	114,12	kmol
X_{HD}	=	0,00194				
X_{HW}	=	0,452				
α_{LD}	=	1,8391	(T = 240°C pada kolom atas)			
α_{LW}	=	1,275	(T = 269°C pada kolo bawah)			

$$\alpha_{L,av} = 1,5313$$

$$N_m = 63 \quad \text{stage teoritis} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-12})$$

jumlah tray teoritis = 62

2. Number of stage at operating reflux ratio

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$R_m = 5,2923$$

$$R = 1.5(R_{min}) = 7,93845$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,89$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,84$$

Menentukan nilai N_m/N dengan menggunakan Erbar-Maddox correlation pada Geankoplis 4th edition Figure 11.7-3, diperoleh :

$$N_m/N = 0,8$$

Stage teoritis

$$N = \frac{N_m}{0,8}$$

$$N = 77 \text{ stage teoritis}$$

$$\begin{aligned} \text{Tray teoritis} &= 77 - 1 \text{ (reboiler)} \\ &= 76 \end{aligned}$$

3. Penentuan lokasi feed plate

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log [(X_{HF}/X_{LF}) W/D (X_{LW}/X_{HD})^2]$$

dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$X_{HF} = 0,427$$

$$X_{LF} = 0,542$$

$$X_{LW} = 0,216$$

$$X_{HD} = 0,002$$

$$W = 114,12 \text{ kmol}$$

$$D = 153,38 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,790$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 9,96$$

Ns

$$N_e + N_s = 9,96415 \quad N_s + N_s = 77 \quad \text{stage}$$

$$\text{diperoleh } N_s = 7$$

$$N_e = 70$$

sehingga feed masuk pada tray ke 70 dari atas

$$R = 7,93845$$

$$D = 6828,11 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 153,378 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\rho_L = 741,420 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\sigma = 22,98 \quad \text{dyne/cm}$$

$$= 0,023 \quad \text{N/m}$$

$$L = 54204,5 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 1217,58 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\rho_v = 1,601 \quad \text{kg/m}^3$$

$$V = 61032,6 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 1370,96 \quad \text{kmol/jam}$$

$$F = 13911,4 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 267,5 \quad \text{kmol/jam}$$

$$B = 7083,33 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 114,118 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\rho_L' = 789,915 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\sigma' = 7,596 \quad \text{dyne/cm}$$

$$= 0,008 \quad \text{N/m}$$

$$L' = 22863,2 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 179,6 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\rho_v' = 1,304 \quad \text{kg/m}^3$$

$$V' = 26894 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 274,981 \quad \text{kmol/jam}$$

(1) Menghitung Physical Properties

(Culson, pers 11.82)

$$\text{Jumlah Tray} = 77$$

Temperature Bawah	269	°C	Temperature atas	240	°C
ρ_v	1,3	kg/m ³	ρ_v	1,601	kg/m ³
ρ_l	789,9	kg/m ³	ρ_l	741,420	kg/m ³
σ	7,6	dyne/cm	σ	22,980	dyne/cm

ν	0,0076	N/m	ν	0,02298	N/m
-------	--------	-----	-------	---------	-----

(2) Menghitung Diamater kolom

TOP

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0413$$

Asumsi, *Plate Spacing* =
0,5 m

Dari Gambar 11.27 Coulson
& Richardson

$$K_1 = 0,092$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0758$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_f = 2,262 \text{ m/s}$$

Flooding Velocity digunakan =
0,85 (Culson, page 567)

$$u_f = 0,85 \times 2,262$$

$$u_f = 1,92 \text{ m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_v}$$

$$\rho = \frac{61032,6}{\rho_v}$$

BOTTOM

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0265$$

Dari Gambar 11.27 Coulson
& Richardson

$$K_1 = 0,09$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0925$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_f = 1,935 \text{ m/s}$$

$$u_f = 0,85 \times 1,935$$

$$u_f = 1,64 \text{ m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_v}$$

$$\rho = \frac{26894}{\rho_v}$$

$$Q = \frac{1,601}{1,601}$$

$$Q = 38121,5 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 10,5893 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{10,5893}{1,923}$$

$$A_n = 5,506 \text{ m}^2$$

Luas *Dowcomer* yang digunakan
= 0,12

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{5,506}{1}$$

$$= 5,506 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 2,648 \text{ m}$$

$$= 8,685 \text{ ft}$$

(3) Menghitung Flow Rate Liquid Maximum

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$

$$= \frac{22863,2}{789,915}$$

$$Q = \frac{1,304}{1,304}$$

$$Q = 20624,2331 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 5,7290 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{5,729}{1,644}$$

$$A_n = 3,5 \text{ m}^2$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{3,484}{1}$$

$$= 3,484 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 2,1 \text{ m}$$

$$= 6,9 \text{ ft}$$

$$= 0,0080 \text{ m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Gambar 11.28 Jenis Aliran yang dipilih adalah Cross Flow (Single Pass)

ID	2106,0974 mm
----	--------------

Luas	3481982,421	mm ²
	3,482	m ²

Asumsi, Luas Lubang 0,07 A_a

Asumsi, Luas Downcomer 0,12 Luas (Culson, page 572)

Net Area	A _n	A _c -A _d	3,064	m ²
Active Area	A _a	A _c -2A _d	2,646	m ²
Hole Area	A _h	0,07A _a	0,185	m ²
Downcomer Area	A _d	0,12Luas	0,418	m ²

Tinggi Weir (h _w)	15	mm
Diameter lubang (d _h)	2,5	mm
Tebal Plate	2,5	mm

Panjang Weir Fig.11.31

$$\frac{A_d}{A_c} = \frac{0,418}{3,482}$$

(4) Check Weeping Point

Maximum liquid Rate 22863,21 kg/jam

6,351 kg/s

Minimum Liquid Rate 0,7 turn-down

4,446 kg/s

$$\frac{A_d}{A_c} = 0,12$$

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,75$$

$$l_w = 0,75 \times 2,106 = 1,5796$$

$$\text{Maximum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3} \quad (\text{Culson, pers 11.85})$$

$$= 22,192 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

Ketika Laju Liquid minimum

$$= h_w + h_{ow}$$

$$= 32,496 \text{ mm}$$

$$= 17,496 \text{ mm liquid}$$

Dari Culson Fig. 11.30 $K_2 = 29,2$

Kecepatan Vapour Minimum Desain

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$$

$$u_h = 7,52 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{A_h}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{4,01027}{0,185}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = 21,65 \text{ m/s}$$

Laju Minimum Vapour Desain,
sehingga Trial Diterima

(5) Layout dan Perforated Area

$$\text{Unperforated Strip Round Plate Edge } (U_{PL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Wide-Calming Zone } (W_{CL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Active Area } (A_a) = 2,646 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Kolom } (D_c) = 2,1061 \text{ m}$$

$$\text{Dari fig. 11.32 Dengan } l_w/D_c = 0,75$$

$$\text{Didapat } \theta_c = 108$$

$$L_h/D_c = 0,19$$

$$\text{Mean Length } U_{PL} = (D_c - U_{PL}) \cdot \frac{\pi \cdot (180^\circ - \theta_c)}{180}$$

$$\text{Mean Length } U_{PL} = 2,584 \text{ m}$$

$$\text{Luas } U_{PL} = U_{PL} \cdot \text{Mean Length } U_{PL}$$

$$\text{Luas } U_{PL} = 0,1292 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = (D_c - W_{CL}) \cdot \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = (1,10261 - 0,05) \cdot \sin(108/2)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = 1,663 \text{ m}$$

$$\text{Luas } W_{CL} = 0,0832 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = \text{Active Area} - \text{Luas } U_{PL} - \text{Luas } W_{LC}$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = 2,434 \text{ m}^2$$

$$\text{Sehingga } \frac{A_h}{A_p} = \frac{0,185 \text{ m}^2}{2,434 \text{ m}^2}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,076$$

$$\text{Dari fig. 11.33 } l_p/d_h = 3,3$$

(6) Pressure Drop Plate

Kecepatan Vapour maximum

$$u_h = 30,93 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34

$$\frac{\text{Tebal Plate}}{\text{Diameter Lubang}} = \frac{2,5}{2,5} \quad \frac{A_h}{A_p} = 0,076$$

$$= 1 \quad = 7,611$$

$$\text{Orifice Coefficient, } C_o = 0,825$$

Dry Plate Drop (h_d) =

$$h_d = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o}\right)^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.88})$$

$$h_d = 118,313 \text{ mm}$$

Residual Head (h_r) =

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.89})$$

$$h_r = 15,824 \text{ mm}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = h_r + h_d + h_w + h_{ow}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = 166,63 \text{ mm}$$

(7) Downcomer Liquid Back-up

Downcomer Pressure Loss

$$\text{Asumsi, } h_{ap} = h_w - 10 \quad (\text{Culson, pages 577})$$

$$h_{ap} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = h_{ap} \cdot l_w$$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = 0,0079 \text{ m}^2$$

$$\text{Karena } A_{ap} < A_d, \text{ maka } A_m = A_{ap}$$

$$h_{dc} = 160 \cdot \left(\frac{L_{max}}{\rho_L \cdot A_m} \right)^2 \quad (\text{Culson, pers 11.92})$$

$$h_{dc} = 165,809 \text{ mm}$$

$$\approx 166 \text{ mm}$$

Back-up pada Downcomer

(Culson, pers 11.91)

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_t + h_{dc}$$

$$h_b = 369,64 \text{ mm}$$

$$h_b = 0,370 \text{ m}$$

$$\text{Plate Spacing} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Weir} = 0,015 \text{ m}$$

$$1/2(\text{Total}) = 0,558 \text{ m}$$

Jarak Antar Tray diterima karena :

$$1/2 (\text{Plate Spacing} + \text{Tinggi Weir}) > h_b \quad (\text{Culson, pers 11.94})$$

Cek *Residence Time*

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L}$$

(Culson, pers 11.95)

$$t_r = 19,21 \text{ s}$$

(8) **Periksa *Entrainment***

Top

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{10,5893}{3,064}$$

$$u_v = 3,456$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{3,456}{1,923}$$

$$\text{Percent Flooding} = 1,797$$

$$F_{LV} = 0,0413$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,0015$$

Bottom

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{5,729}{3,064}$$

$$u_v = 1,870$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{1,870}{1,644}$$

$$\text{Percent Flooding} = 1,137$$

$$F_{LV} = 0,027$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,0019$$

(9) **Jumlah Lubang**

$$\begin{aligned} \text{Diameter satu lubang} &= 2,5 \text{ mm} \\ &= 0,0025 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot D^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot 0,0025^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = 4,90874\text{E-}06 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Lubang (A}_h\text{)} = 0,185 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah Lubang} = \frac{A_h}{\text{Luas Satu Lubang}}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = 37737,08 \approx 37737 \text{ lubang}$$

(10) Menentukan tinggi kolom

1.) Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 77$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times (N - 1)$$

dengan T : plate spacing

$$= 0.5 \times (77 - 1)$$

$$= 38,079 \text{ m}$$

$$= 124,9 \text{ ft}$$

2.) Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

3.) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 22863 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 789,915 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = 19,21 \text{ seconds}$$

$$= 0,00534 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 3,482 \text{ m}^2$$

$$= 37,480 \text{ ft}^2$$

$$\text{HL} = \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho L \times A)}$$

$$= \frac{22863 \times 0,00534}{789,915 \times 3,482}$$

$$= 0,044 \text{ m}$$

$$= 0,146 \text{ ft}$$

4.) Tinggi ruang kosong diatas liquida

ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquida = 1 ft

5.) Tebal tutup dan tinggi bejana

Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 low alloy stell

(Tabel 13.1, brownell&young)

$$f = 22500$$

$$E = 0,85$$

$$C = 2/16$$

6.) Penentuan tebal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi
(Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 97,02 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 82,89599 = 41,45 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{97,02 \times 41,45}{(22500 \times 0,85) - (0,6 \times 97,02)} + 0,125$$

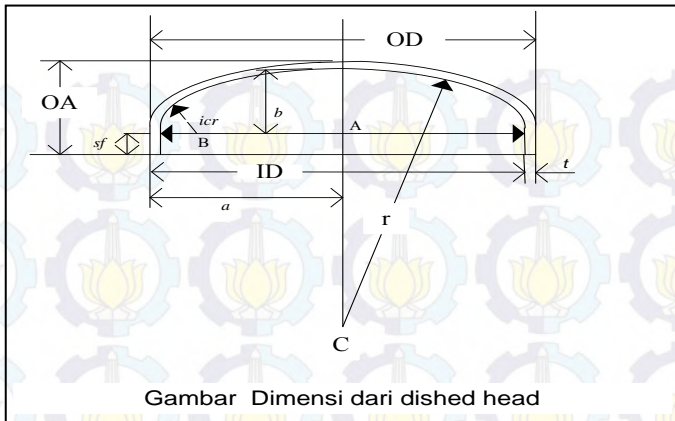
$$= 0,34 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/8 \text{ in})$$

$$OD = 2 \times t_{\text{shell}} + ID$$

$$= 83 \text{ in}$$

7.) Penentuan tinggi tutup

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0,1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.85
- f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka f = 22500 psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk D = 83 in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : rc = 84 in = 7 ft

icr = 5 1/8 in = 5,125 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0,1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 97,02 \times 84}{f E - 0,1 P} + 0,125$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{(22500 \times 0,85) - (0,1 \times 97,02)}{0,50} \text{ in} \text{ sehingga digunakan } t \text{ standar} = 1/2 \text{ in} \\
 D &= 83 \text{ in} = 6,9 \text{ ft} \\
 ID \text{ tutup} &= OD \text{ tangki} - 2(th) \\
 &= 83,39599 - 2 \times 0,50231 \\
 &= 82,39 \text{ in} = 6,86595 \text{ ft} \\
 a &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{82,39}{2} \\
 &= 41,2 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 78,875 \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= 36,1 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{(123,25^2) - (63^2)} \\
 &= 70,14 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 13,86 \text{ in} \\
 OA &= ts + b + sf \\
 &= 0,502314 + 13,86 + 1,5 \\
 &= 15,86 \text{ in} = 1,3 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total kolom} &= \\
 &= \text{tinggi tray} + \text{tinggi ruang kosong diatas tray} + \text{tinggi hold up liquid} + \\
 &= \text{tinggi ruang kosong diatas liquida} + 2 \times \text{tinggi tutup} \\
 &= 124,899 + 2 + 0,146 + 1 + 2 \times 1,3 \\
 &= 130,6875 \text{ ft} \\
 &= 39,844 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Kolom Distilasi III

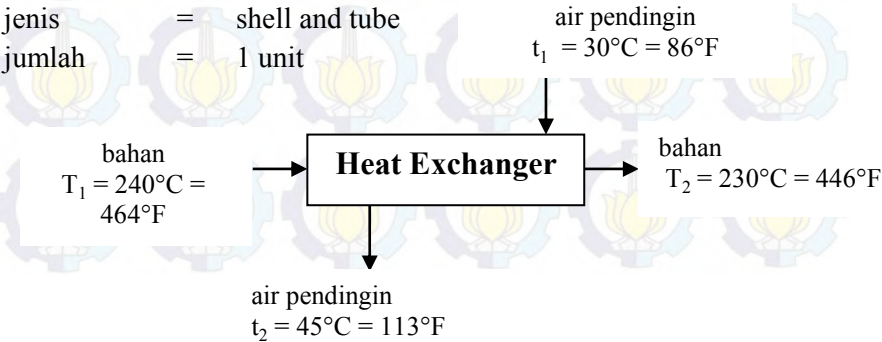
Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-340	
Fungsi	Memisahkan etanol dari etilen glikol berdasarkan titik didih	
Tipe	Total Colomn	
Kapasitas	13911,44	kg/jam
Bahan	SA 353	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray	
Tower diameter	2,106	m
Tray spacing	0,5	m
Active area	2,6463	m ²
Hole area	0,1852	m ²
Downcomer area	0,4178	m ²
Number of tray	77	
Tinggi Kolom	40	m

CONDENSOR (E-341)

fungsi = mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

$$\text{temperatur masuk } (T_1) = 240 = 464 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (T_2) = 230 = 446 \text{ } ^\circ\text{F}$$

fluida dingin

$$\text{laju alir fluida masuk } (w) = 292320,31 \text{ kg/jam}$$

$$= 584640,62 \text{ lb/jam}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_1) = 30 = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_2) = 45 = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{panas yang hilang } (Q) = 22848011,46 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = 90609182,5 \text{ Btu/jam}$$

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 464 - 86 = 378$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 446 - 113 = 333$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 378 - 333 = 45$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 355,42 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{464 - 446}{113 - 86} = 0,667$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{464 - 86} = 0,071$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,5$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \Delta T_{\text{LMTD}} \times Fr \\ &= 355 \times 0,5 \end{aligned}$$

$$= 178$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{464 + 446}{2} = 455 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 29 \text{ in} \\ \text{baffle space} &= 12 \text{ in} \\ \text{passes} &= 1 \text{ in} \end{aligned}$$

tube shell

$$\begin{aligned} \text{number} &= 692 \\ \text{leght} &= 16 \\ \text{OD} &= 3/4 \\ \text{BWG} &= 18 \\ \text{pitch} &= 0.9375 \\ \text{passes} &= 2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{fouling factor (R}_d\text{) fluida panas} &: 0,001 \text{ (Kern,table 12)} \\ \text{fouling factor (R}_d\text{) fluida dingin} &: 0,001 \text{ (Kern,table 12)} \\ \text{Total dirt factor (R}_d\text{)} &: 0,002 \end{aligned}$$

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$A_s = \frac{ID_s \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

$$\begin{aligned} ID_s &= \text{diameter dalam shell} = 29 \text{ in} \\ B &= \text{baffle spacing} = 12 \text{ in} \\ Pt &= \text{tube pitch} = 0,93 \text{ in} \\ C'' &= \text{clereance} = 0,18 \text{ in} \end{aligned}$$

$$A_s = \frac{29 \times 0,18 \times 12}{144}$$

$$= \frac{144}{0,4677419} \times 1$$

$$= 0,4677419 \text{ ft}^2$$

5') kecepatan massa Gs

$$Gs = \frac{W}{As}$$

$$= \frac{584640,62}{0,4677419}$$

$$= 1249921,33 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

6') bilangan reynold (Re)

pada Tc = 455 °F

$$\mu = 0,01 \text{ cp}$$

$$= 0,0241 \text{ lbm/ft.jam}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \text{ in} = 0,07583 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 1249921}{0,0241}$$

$$= 3933016,641$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 3933016,641$$

$$jH = 800$$

8') pada Tc = 455 °F

$$Cp = 0,86 \text{ Btu/lbm.}^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,333 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^{\circ}\text{F/ft})$$

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

\ \ \

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}
 h_o &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 800 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207 \\
 &= 72,88
 \end{aligned}$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh at' = 0,334

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$$at' = \text{luas permukaan} = 0,334 \text{ in}$$

$$Nt = \text{jumlah tube} = 692 \text{ in}$$

$$\text{passes} = \text{tube pitch} = 2$$

$$\begin{aligned}
 At &= \frac{0,334 \times 692}{144 \times 2} \\
 &= 0,8025278 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5) kecepatan massa Gt

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{W}{At} \\
 &= \frac{584640,62}{0,8025278} \\
 &= 728498,92 \text{ lbm/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

$$\text{pada } t_c = 100^\circ \text{F}$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,91 \text{ cp} \\ &= 2,1931 \text{ lbm/ft.jam}\end{aligned}$$

dari kern tabel 10

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,05433 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,0543333 \times 728499}{2,1931}\end{aligned}$$

$$= 18048,322$$

7) dari kern figure 28

$$Re = 18048,322$$

$$jH = 90$$

8) pada $t_c = 99,5^\circ\text{F}$

$$Cp = 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,4 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$$

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} = 1,89615$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}hi &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \\ &= 90 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\ &= 1215,52\end{aligned}$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{\quad}$$

$$= \frac{1215,52 \times \text{OD}}{0,0625} \times \frac{0,054333}{0,0625}$$

$$= 1056,69$$

13) koefisien U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{1056,69 \times 72,8826}{1056,69 + 72,8826}$$

$$= 68,18 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

14) koefisien U_d

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}$$

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 692 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 2173,43 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{22848011,46}{2173,43 \times 178}$$

$$= 59,15$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{68,18 - 59,15}{68,18 \times 59,15}$$

$$= 0,0022$$

SUMMARY

73	<i>h outside</i>	1216
U_C	68	
U_D	59	
R_D Hitung	0,002	
R_D Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

11) Untuk Nre = 18048,3
 Dari Fig.26 Hal 836 Kern $f = 0,0004$
 Pada $T = 99,5$ °F $s = 1$

12) Menghitung Pressure Drop

$$1 \quad \Delta P_{t1} = 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= 2 \times \frac{0,00041 \times 1,6983E+13}{52200000000 \times 0,0543333}$$

$$= 4,91 \text{ psi} \quad \text{memenuhi)}$$

$$2 \quad G_t = 728498,9249 \quad \frac{v_2}{2g'} = 0,0048$$

(Kern, hal 837)

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n \cdot v_2}{s \cdot 2g'} = 0,0384 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 4,95 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

13) Untuk Nre = 3933016,641

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,00023 \quad \text{ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = \frac{29}{12} = 2,41667 \text{ ft}$$

14) Jumlah crosses

$$N+1 = 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12} = 64$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00023 \times 3,77557E+12 \cdot 64}{52200000000 \times 2,416666667}$$

$$= 0,44 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Condensor (E-341)

Spesifikasi	eterangan
No. kode	E-341
Fungsi	mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Kapasitas	584640,62 lb/jam
Suhu Pendingin	86 °F
Suhu Bahan	464 °F
LMTD	355,4238 °F
R_D	0,002
R_D yang ditentukan	0,002
ΔP yang diijinkan	<i>Shell</i> 2 psi, <i>Tube</i> 10 psi
Jumlah	1
BWG	18
Pitch	0.9375
Nt	692
OD	3/4 in

ID	29 in
Passes	2
Panjang Tube	16 ft

AKUMULATOR F-342

fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
 type : silinder horizontal dengan tutup dishd
 dasar pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil
 kondisi operasi : Tekanan = 6 atm = 88,18 psia

Perhitungan :

Bahan masuk :

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
CH ₃ CH ₂ OH	6675,41	1,00	0,789
	6675,41	1,00	

ρ campuran = 49,26 lb/cuft

rate massa = 6675,41 kg = 14716,60 lb
 (1 kg = 2.2046 lb)

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}$ = $\frac{14716,60 \text{ lb}}{49,26 \text{ lb/cuft}}$
 = 298,77 cuft

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

maka volume tangki = 298,77 x (100/80)
 = 373,46 cuft

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

Volume = $\frac{1}{4} \pi (D^2) H$

373,46 = $\frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$

D = 4,918 ft

$$\begin{aligned} D &\approx 5 \text{ ft} = 60 \text{ in} \\ H &= 20 \text{ ft} = 240 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan :

- t_{\min} = tebal shell minimum; in
- P = tekanan tangki; psia
- r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)
- C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
- E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
- f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 5,47 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 93,67$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 103,04 \text{ psia}$$

$$r = 1/2D$$

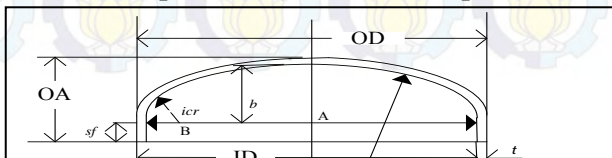
$$r = 1/2 \times 60 = 30 \text{ in} \quad \text{psia}$$

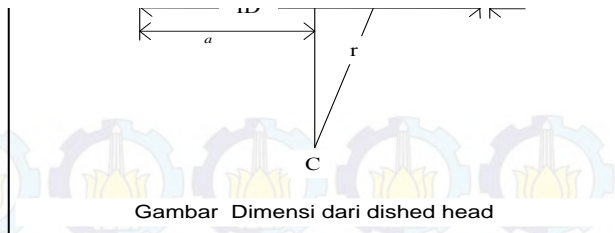
$$t_{\min} = \frac{103,04 \times 30}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 103,04)} + 0,125$$

$$= \frac{3091,2}{10112 - 61,824} + 0,125$$

$$OD = ID + 2 t. \text{ shell} = 61,25 \text{ in}$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :





tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psia
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.8
- f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psia (Brownell & Young, T.13-1)

untuk OD = 61,25 in standar OD dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : rc = 60 in = 5,00 ft

icr = 3 5/8 in = 3,625 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 103,04 \times 60}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 103,04)} + 0,1$$

$$= 0,67 \text{ in} \quad \text{sehingga digunakan } t \text{ standar} = 3/4 \text{ in}$$

$$D = 61 \text{ in} = 5,1 \text{ ft}$$

$$ID \text{ tutup} = OD \text{ tangki} - 2(th)$$

$$= 61,25 - 2 \times 0,67$$

$$= 59,92 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 59,92$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{29,95934}{2} \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 56,375 \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= 26,33434 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{(89.87^2) - (44.53^2)} \\
 &= 49,85 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 10,15 \text{ in} \\
 OA &= ts + b + sf \\
 &= 0,665656 + 10,15 + 1,5 \\
 &= 12,32 \text{ in} \\
 &= 1,03 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 5/8 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{3,625}{61,25} = 0,059184 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$\begin{aligned}
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 \text{dimana : } V &= \text{volume, ft}^3 \\
 Di &= \text{diameter, in} \\
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 &= 10,58 \text{ ft}^3 \\
 &= 18,97 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Akumulator

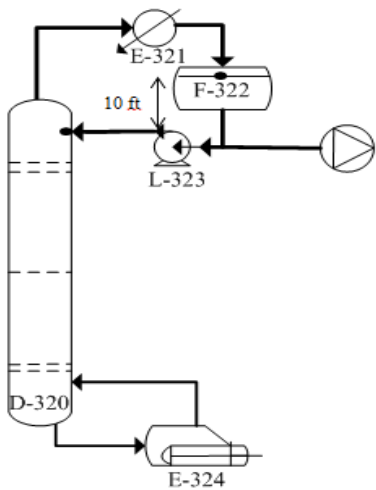
Spesifikasi	erangan
No. Kode	F-342
Fungsi	menampung sementara kondensat dari kondensor

Type	silinder horizontal dengan tutup dished		
Volume	373,46	cuft =	11 m ³
Diameter	5	ft	
Panjang	22,05	ft	
Tebal Shell	1/2 in		
Tebal tutup atas	3/4 in		
Tebal tutup bawah	3/4 in		
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C		
Jumlah	1 buah		

POMPA (L-343)

Fungsi : memompa refluks hasil distilasi 4 D-340 untuk dikembalikan ke kolom distilasi D-340

Type : Pompa sentrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	6675,41	789,00	8,461
Total	6675,41		8,46

$$\text{Rate masuk} = 6675,41 \text{ kg/jam}$$

$$= 14716,83 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 789,00 \text{ kg/m}^3$$

$$= 49,26 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 298,7852 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,082996 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 37,25353 \text{ gpm}$$

$$= 8,460963 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,161 \text{ cp} = 0,00011 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulen

$$Di_{\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 3,03 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 4 \text{ in} = 0,33333 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,548 \text{ in} = 0,29567 \text{ ft}$$

$$A = 9,8928 \text{ in}^2 = 0,0687 \text{ ft}^2$$

$$\text{kecepatan linear aliran, } v = \text{Rate volumetrik} / A$$

$$= 0,083 / 0,0687$$

$$= 1,20809 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= 162623$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2 \alpha \text{ gc} + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2 / (2gc) = 0$
 ($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 10 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 =$ Tekanan dalam tangki akumulator

$= 88,2 \text{ psi}$

$P_2 =$ Tekanan dalam D-330

$= 88,2 \text{ psi}$

$\Delta(P/\rho) = 0$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 1 buah elbow 90° :

$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 0,75)$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 1,45948}{2 \times 32,174}$$

$= 0,01701 \text{ ft.lbf/lb}$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 9,5)$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5 \times 1,45948}{2 \times 32,174}$$

$= 0,215 \text{ ft.lbf/lb}$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 4,5)$

$$= \frac{4,5 \times 1,45948}{2 \times 32,174}$$

$= 0,10207 \text{ ft.lbf/lb}$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0006696$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0052$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 40 \text{ ft} \\ &= 12,19 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_f &= 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc \\ &= \frac{4 \times 0,0052 \times 40 \times 1,5^2}{0,069 \times 2 \times 32} \\ &= 0,27 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= k_c v^2 / 2\alpha gc \quad (k_c = 0,55) \\ &= \frac{0,6 \times 1,46^2}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\ &= 0,02 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$h_e = k_{ex} v^2 / 2\alpha gc \quad (k_{ex} = 1)$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{1,46}{0,5 \times 32,17}$$

$$= 0,05 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma hf = hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + h_c + h_e$$

$$= 0,68 \text{ ft.lbf/lb}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\eta W_p = \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \Sigma hf$$

$$= 0 + 10 + 0 + 0,68$$

$$= 10,68$$

$$\text{kapasitas} = 37,2535$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 28\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$W_p = \frac{10,68}{0,28}$$

$$= 38,141217 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{38,141217 \times 4,08801}{550}$$

$$= 0,2834938 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 80\% \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, Gb.1438 hal 521})$$

$$\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} = 1,25$$

Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-343
Fungsi	Memompa reflux ke D-330
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	37,25353 gpm
Material case	Cast iron

Material rotor	Carbon steel		
Suction pressure	88,2	psia	
Discharge pressure	88,2	psia	
Beda ketinggian	10	ft	
Ukuran pipa	4 in OD	sch	40
Power pompa	1,25	hp	
Jumlah	1	buah	

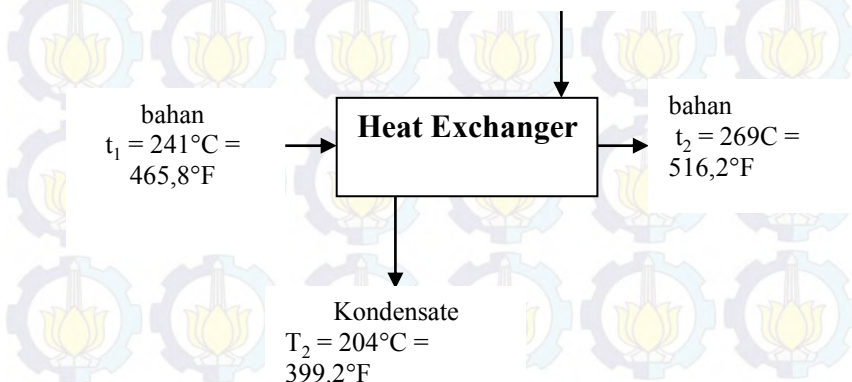
REBOILER (E-344)

Fungsi = Memanaskan kembali hasil bottom produk D-340

Type = *Shell and Tube Heat Exchanger*

Steam

$$T_1 = 204^{\circ}\text{C} = 399.2^{\circ}\text{F}$$



Perhitungan

1. Dari Neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$W \text{ bahan} = 27405,84 \text{ kg}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan} = Q = 22430668,55 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam yang digunakan} = W = 976750 \text{ kg}$$

2. Log Mean Temperature Difference :

hot fluida		cold fluida	differ
399,2	High Temperatir	150	249
399,2	Lower Temperatur	128	271

0	different	22	22
---	-----------	----	----

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= 139^{\circ}\text{F} \\
 \Delta T &= F_r \times \text{LMTD} \quad (\text{Untuk 1-2 Shell \& tube, kern 225}) \\
 &= 0,8 \times 138,7093 \\
 &= 110,967^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Tc dan tc : dipakai temperature rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2} \\
 &= 399^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{150 + 128}{2} \\
 &= 139^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari kern tabel 10 hal 841-843

tube :

shell side :

Diameter luar (OD)	=	3/4 in	ID	=	23
BWG	=	16	passes	=	1 in
Pitch	=	1 in			
panjang tube	=	16 ft			
a"	=	0,1963			
passes	=	1			

$$\text{Asumsi UD} = 200 \text{ Btu}/(\text{hr}).\text{ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T} \\
 &= \frac{22430668,55}{200 \times 110,97}
 \end{aligned}$$

$$= 1010,687 \text{ ft}^2$$

$$\text{Nt} = \frac{A}{\quad}$$

$$= \frac{L \times a}{1010,69}$$

$$= \frac{16 \times 0,1963}{321,79}$$

$$\text{digunakan Nt} = 341 \text{ 9)}$$

$$A \text{ Baru} = Nt \times L \times a$$

$$= 341 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 1071,01$$

$$UD \text{ Baru} = Q$$

$$A_{baru} \times \Delta T$$

$$= \frac{22430668,55}{1071,013 \times 110,967}$$

$$= 188,73$$

$$= 188,73$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-344
Fungsi	Memanaskan kembali hasil bottom produk D-340
Type	1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube : OD	3/4
Panjang	16 ft
Pitch	1
Jumlah Tube, Nt	341
Passes	1
Shell : ID	23,25 in
Passes	1
Heat exchanger Area, A	1071 ft ²
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1



TUGAS AKHIR TK 145501

PABRIK ASETALDEHIDA DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETANOL

Siska Mayangsari
NRP. 2312 030 023

Fiqie Zulfikar Apriansyah
NRP. 2311 030 047

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M. Pd.

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015**



FINAL PROJECT TK 145501

ACETALDEHYDE PLANT BY DEHYDROGENATION OF ETHANOL PROCESS

Siska Mayangsari
NRP. 2312 030 023

Fiqie Zulfikar Apriansyah
NRP. 2311 030 047

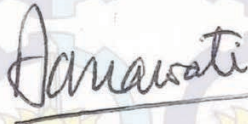
Lecturer
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M. Pd.

**DEPARTMENT DIPLOMA OF CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2015**

**LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK *PULP* DARI TANDAN KOSONG
KELAPA SAWIT (TKKS) DENGAN
PROSES *ACETOCELL***

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing




Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P., M.Pd


NIP. 19510729 198603 2 001

Mengetahui,

**Ketua Program Studi
D III Teknik Kimia FTI-ITS**


Ir. Budi Setiawan, M.T.
NIP. 19540220 198701 1 001

**Koordinator Tugas Akhir
D III Teknik Kimia FTI-ITS**


Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.
NIP. 2300201308002

LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 15 Juni 2015, untuk tugas akhir dengan judul “*Pabrik Pulp dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dengan Proses Acetocell*”, yang disusun oleh :

Sinta Nuclea

(2312 030 057)

Dwi Kurnia Hariandini

(2312 030 101)

**Mengetahui/menyetujui
Dosen Penguji**



r. Elly Agustiani, M. Eng

IP. 19580819 198503 2 003



Nurlaili Humaidah, ST. MT

NIP. 2300 201 30 8001

Mengetahui,


Coordinator Tugas Akhir

Dosen Pembimbing



d Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.

NIP. 2300201308002



Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.P.

NIP. 19510729 198603 2 001

Pabrik Asetaldehida Dengan Proses Dehidrogenasi Etanol

Name : 1. Siska Mayangsari 2312 030 023
2. Fiqie Zulfikar Apriansyah 2312 030 047
Program Studi : D3 Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P., M. Pd.

ABSTRAK

Pabrik asetaldehida dirancang dengan kapasitas 75.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah etanol. Pabrik ini direncanakan didirikan di daerah Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah pada tahun 2017. Asetaldehida banyak digunakan di industri kimia, yaitu sebagai bahan intermediate untuk menghasilkan bahan kimia yang lain, seperti bahan baku pembuatan asam asetat, n-butanol, 2-hexyl etanol, pentaerythritol, trimethylpropane, pyridine, piretic acid, crotonaldehyde, asetat anhidrat, chloral, 1,3-buthylene glicol, asam laktat.

Asetaldehida dibuat dari proses dehidrogenasi etanol dengan katalis Cu-Cr pada kisaran suhu 330°C dengan tekanan 6,4 atm dalam Reaktor Fixed Bed Multitube kondisi non isothermal dan non adiabatik. Reaksi berlangsung secara endotermis sehingga diperlukan pemanas dowtherm A. Bahan baku yang dibutuhkan adalah etanol 94% sebanyak 87984 ton/tahun. Gas keluar reaktor diserap dengan penyerap air dalam absorber yang kemudian asetaldehida dimurnikan dalam kolom distilasi, sehingga diperoleh asetaldehida dengan kemurnian 99% berat.

Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari/tahun dengan basis 24 jam/hari. Kebutuhan utilitas meliputi air sanitasi sebanyak 90 m³/hari, make up air pendingin sebanyak 40196,38 m³/hari, make up air umpan boiler sebanyak 433008,09 m³/hari, air proses sebanyak 4924,6 m³/hari.

Kata kunci : Asetaldehida, Dehidrogenasi, Etanol

Acetaldehyde Plant by Dehydrogenation of Ethanol Process

Name : 1. Siska Mayangsari 2312 030 023
2. Fiqie Zulfikar Apriansyah 2312 030 047
Department : Diploma of Chemical Engineering FTI-ITS
Lecturer : Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P., M. Pd.

ABSTRACT

Acetaldehyde plant is designed with a production capacity of 75,000 tons/year. The raw material used is ethanol. The plant is being to set up in Gondangrejo, Karanganyar, Central Java in 2017. Acetaldehyde is widely used in the chemical industry, as an intermediate material to produce other chemicals, such as raw material for acetic acid, n-butanol, 2-hexyl ethanol, pentaerythrytol, trimethylpropane, pyridine, pirtic acid, crotnaldehyde, acetic anhydride, chloral, 1,3-buthylene glycol and lactic acid.

Acetaldehyde made from ethanol dehydrogenation process with the help of Cu-Cr catalyst at 330°C, 6.4 atm pressure in Fixed Bed Reactor Multitube in non-isothermal and non-adiabatic condition. The reaction is endothermic so that the required heating medium is dowtherm A. The raw material required is 94% ethanol of 87,984 tons/year. Outlet gas of the reactor absorbed by water absorbent in the absorber, then the acetaldehyde is purified in a distillation column, in order to obtain acetaldehyde with a purity of 99% by weight.

The plant is set to operate continuous for 300 day / year on the basis of 24 hours/day. Utilities include water sanitation needs 90 m³/day, cooling water make up 40196.38 m³/day, boiler feed water make up 433008.09 m³/day and process water 4924.6 m³/day.

Key words : *Acetaldehyde, Dehydrogenation, Ethanol*

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT atas berkat dan rahmat – Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul :

"PABRIK ASETALDEHIDA DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETANOL"

Laporan tugas akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Ahli Madya (Amd) di Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS. Pada kesempatan kali ini atas segala bantuannya dalam pengerjaan laporan tugas akhir ini, kami mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Ir. Budi Setiawan, M.T. selaku Ketua Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
2. Bapak Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T. selaku koordinator Tugas Akhir Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
3. Ibu Prof.Dr.Ir.Danawati Hari P., M. Pd. selaku dosen pembimbing kami
4. Bapak Ir. Imam Syafril, M. T. dan Bapak Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T. selaku dosen penguji.
5. Seluruh dosen dan karyawan Program Studi D3 Teknik Kimia FTI – ITS.
6. Kedua orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan moral dan materiil.
7. Rekan – rekan seperjuangan angkatan 2012 serta angkatan 2013 dan angkatan 2014.
8. Teman dan sahabat yang telah memberikan dukungan selama ini.

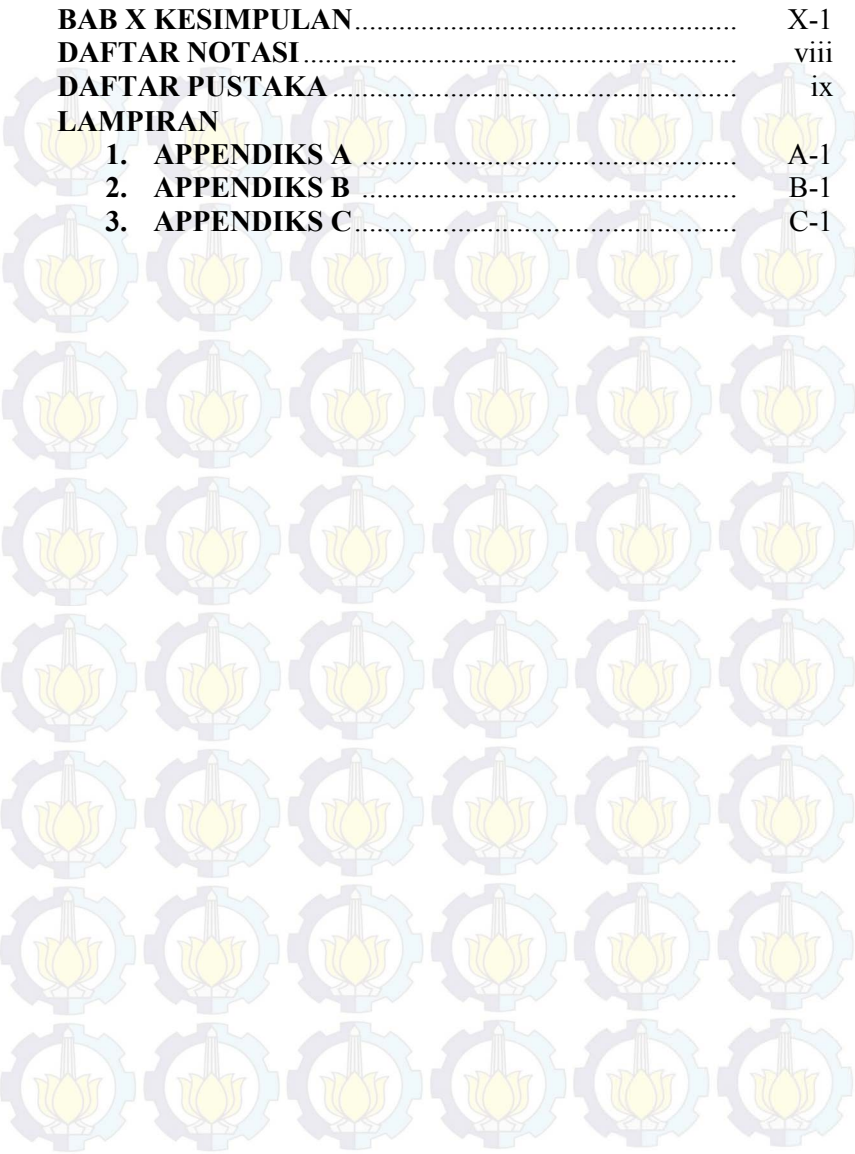
Surabaya, Juni 2015

Penyusun

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK	ii
ABSTRACT	iii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL	vii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1. Latar Belakang	I-1
I.2. Dasar teori	I-8
I.3. Kegunaan.....	I-9
I.4. Sifat Fisika dan Kimia	I-10
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1. Macam Proses	II-1
II.2. Seleksi Proses	II-9
II.3. Uraian Proses Terpilih	II-10
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA ENERGI	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	VI-1
VI.1. Ar.....	VI-1
VI.2. Steam	VI-7
VI.3. Instalasi Listrik	VI-7
VI.4. Bahan Bakar	VI-7
VI.5. Perhitungan kebutuhan air	VI-8
BAB VII K3	VII-1
VII.1. K3 secara umum.....	VII-1
VII.2. K3 pada pabrik Asetaldehida	VII-3
VII.3. K3 pada alat-alat pabrik	VII-14
BAB VIII INSTRUMENTASI	VIII-1
VIII.1. Instrumentasi secara Umum.....	VIII-1
VIII.2. Instrumentasi dalam Pabrik asetaldehida.....	VIII-3
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH	IX-1
IX.1. Sumber dan Penanganan Limbah Pabrik.....	IX-1

BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	viii
DAFTAR PUSTAKA	ix
LAMPIRAN	
1. APPENDIKS A	A-1
2. APPENDIKS B	B-1
3. APPENDIKS C	C-1



DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data produksi, ekspor dan impor asetaldehida Indonesia)	I-4
Tabel I.2	Data beberapa Pabrik asetaldehida di Amerika ..	I-4
Tabel II.1	Pemakaian Raw Material pada proses asetilen ..	II-4
Tabel II.2	Perbandingan Proses Pembuatan Asetaldehida ..	II-9
Tabel III.1	Neraca Massa Feed tank (F-111)	III-1
Tabel III.2	Neraca Massa Vaporizer (V-113)	III-2
Tabel III.3	Neraca Massa Reaktor (R-110)	III-2
Tabel III.4	Neraca Massa Flash tank (H-210)	III-3
Tabel III.5	Neraca Massa Absorber (D-220)	III-4
Tabel III.6	Neraca Massa Distilasi (D-310)	III-5
Tabel III.7	Neraca Massa Tangki Akumulator (F-312)	III-6
Tabel III.8	Neraca Massa Reboiler (E-314)	III-7
Tabel III.9	Neraca Massa Distilasi (D-320)	III-8
Tabel III.10	Neraca Massa Akumulator (F-322)	III-9
Tabel III.11	Neraca Massa Reboiler (E-324)	III-10
Tabel III.12	Neraca Massa Distilasi (D-330)	III-11
Tabel III.13	Neraca Massa Akumulator (F-332)	III-12
Tabel III.14	Neraca Massa Reboiler (E-334)	III-13
Tabel III.15	Neraca Massa Distilasi (D-340)	III-14
Tabel III.16	Neraca Massa Akumulator (F-342)	III-15
Tabel III.17	Neraca Massa Reboiler (E-344)	III-16
Tabel IV.1	Neraca Panas Vaporizer (V-113)	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Panas Reaktor (R-110)	IV-2
Tabel IV.3	Neraca Panas Cooler (E-211)	IV-2
Tabel IV.4	Neraca Panas Cooler (E-212)	IV-3
Tabel IV.5	Neraca Panas Flash tank (H-210)	IV-4
Tabel IV.6	Neraca Panas Absorber (D-220)	IV-5
Tabel IV.7	Neraca Panas Heater (E-213)	IV-6
Tabel IV.8	Neraca Panas Distilasi (D-310)	IV-7
Tabel IV.9	Neraca Panas Distilasi (D-320)	IV-8
Tabel IV.10	Neraca Panas Distilasi (D-330)	IV-9
Tabel IV.11	Neraca Panas Distilasi (D-340)	IV-10

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Lokasi Pabrik asetaldehida.....	I-7
Gambar II.1	Proses Dehidrogenasi Etanol.....	II-3
Gambar II.2	Proses Hidrasi Asetilen dengan Proses German.....	II-5
Gambar II.3	Proses Hidrasi Asetilen dengan Proses Chisso.....	II-5
Gambar II.4	Proses Oksidasi dari hidrokarbon jenuh.....	II-6
Gambar II.5	Proses Oksidasi Etilen (<i>Wacker – Hoechst single step process</i>)	II-8
Gambar II.6	Proses Oksidasi Etilen (<i>Wacker – Hoechst single step process</i>)	II-8

DAFTAR NOTASI

No.	Notasi	Keterangan	Satuan
1.	ΔH	Enthalpi	Cal
2.	C_p	<i>Heat Capacities</i>	Cal/gr. °C
3.	m	Massa	Kg
4.	P	Tekanan	Atm
5.	H_v	<i>Saturated Liquid</i>	Cal/gr
6.	H_L	<i>Saturated Vapor</i>	Cal/gr
7.	T	Suhu	°C
8.	T_{ref}	Suhu Referensi	°C
9.	t	Waktu	Jam
10.	λ	Panas Laten	Cal/gr
11.	μ	Viskositas	Cp
12.	ρ	Densitas	Kg/m ³
13.	V	Volume	m ³
14.	D	Diameter	m
15.	H	Tinggi	m
16.	f	<i>Allowable Stress</i>	Psi
17.	A	Luas permukaan	m ²
18.	η	Effisiensi	%
19.	x	Fraksi	%
20.	P	Power	hp

BIODATA PENULIS

SISKA MAYANGSARI

(2312 030 023)



Penulis lahir di Kediri pada tanggal 17 Juli 1993. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di TK Perwanida Grogol Kediri, kemudian melanjutkan jenjang *study* nya di SDN I Grogol Kediri, SMPN I Grogol Kediri, SMAN 2 Kediri dan D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT Indocement Tunggul Prakarsa Tbk., Bogor. Organisasi yang diikuti selama kuliah adalah HIMA D3KKIM pada periode 2013-2015. Email : siskamayangsarri@yahoo.com

FIQIE ZULFIKAR APRIANSYAH

(2312 030 047)



Penulis lahir di Lamongan pada tanggal 6 April 1995. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di MI.Sirojul Athfal I Depok, SMPN 9 Depok, SMA Sejahtera Satu Depok dan D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PG.Semboro Jember. Email: fiqiezulfikara@gmail.com

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

I.1.1 Sejarah

Asetaldehida pertama kali dibuat oleh seorang ahli kimia bernama Scheele yang ditemukan pada tahun 1774 dengan proses dehydrogenasi dari ethyl alkohol dan yang diakui pembuatannya sebagai senyawa baru pada tahun 1800 oleh Foureroy dan Vauguelin. Liebig meyakinkannya sebagai senyawa baru pada tahun 1835 yang dinamakan “aldehyde”. Liebig memberikan nama pada senyawa ini yang berasal dari bahasa latin yang diterjemahkan sebagai alkohol dan dehydrogenasi. Pembentukan asetaldehida dengan penambahan air pada asetilen merupakan hasil penelitian seorang ahli kimia Kutscherow pada tahun 1881. Asetaldehida pertama kali diperdagangkan sebagai senyawa yang sangat mahal selama perang dunia pertama yang merupakan bahan baku pada proses pembuatan aceton dari asam asetat (Othmer, 1967).

Proses pembuatan asetaldehida dengan bahan baku etil alkohol ini berlangsung hingga tahun 1960. Pada umumnya proses pembuatan asetaldehida dengan menggunakan etil alkohol digunakan di Amerika Serikat dan Negara-negara lainnya di benua Amerika. Sedangkan pembuatan asetaldehida secara komersial untuk negara-negara Eropa pada umumnya dengan menggunakan proses oksidasi pada etilen dan pada skala kecil dari senyawa hidrokarbon jenuh. Pembuatan dengan cara oksidasi etilen ini berlangsung sejak tahun 1960. Proses oksidasi langsung pada etilen merupakan prestasi di bidang teknologi dari hasil pertemuan pada “Consortium fur Elektrochemische Industrie” merupakan suatu kegiatan keteknikan di Negara Jerman dari organisasi Wacker Chemie pada tahun 1960. Proses oksidasi yang dilakukan oleh Wacker-Chemie dengan menggunakan oksidasi dua stage dan Farbwercke-Hoechst dengan menggunakan oksidasi single stage sehingga proses ini dikenal dengan proses



Wacke-Hoechst atau Wacker process. Sejak tahun 1960 pertama kalinya proses oksidasi etilen dikembangkan secara komersial dengan pendirian pabrik di Negara-negara Eropa. Pabrik yang dikomersilkan pertama kali adalah Celanese Chemical Co. sedangkan di Amerika Serikat berkembang sejak tahun 1962 (Mc.Ketta, 1976).

Asetaldehida sangat penting untuk industri petrokimia. Kegunaan utamanya adalah sebagai pembuatan asam asetat dan asetat anhidrat. Produksi asetaldehida mencapai puncaknya pada tahun 1970 dan menurun sejak saat itu. Teknologi yang baru dikomersilkan pada tahun 1970 untuk menghasilkan turunan pokok dari bahan baku yang murah dan permintaan untuk turunan yang kecil, dengan semua produk yang matang, tetap mendarat selama beberapa tahun (Gunardson, 1998).

I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Asetaldehida banyak dibutuhkan oleh negara – negara seperti Jerman, Perancis, Italia, Inggris, Jepang dan Amerika Serikat. Di Indonesia asetaldehida digunakan dalam pembuatan asam asetat, etil asetat, butil alkohol, aldol dan lain-lain. Kebutuhan akan asetaldehida di Indonesia masih di penuhi oleh import. Dengan didirikannya pabrik asetaldehida di Indonesia dapat terpenuhi, bahkan diharapkan mampu mengekspor asetaldehida ke negara–negara lain.

Kebutuhan produksi asetaldehida di Indonesia akan terus meningkat seiring dengan berkembangnya kegiatan perindustrian, perdagangan dan jasa, serta pertambahan penduduk di Indonesia. Semakin besarnya kebutuhan masyarakat terhadap suatu produk, akan berbanding lurus terhadap semakin meningkatnya pula kebutuhan suatu industri terhadap ketersediaan bahan bakunya. Untuk itulah pendirian pabrik asetaldehida ini diharapkan mampu memudahkan industri lainnya yang mempergunakan asetaldehida sebagai bahan baku atau bahan intermediet untuk memudahkan kegiatan produksinya. Asetaldehida (CH_3CHO) yang juga dikenal dengan nama Ethanal



adalah suatu senyawa kimia turunan dari aldehid yang merupakan produk antara yang bisa diperoleh pada respirasi tumbuhan tingkat tinggi, fermentasi alkohol, dekomposisi gula didalam tubuh, dan produk utama pada sebagian besar oksidasi hidrokarbon.

Asetaldehida merupakan bahan yang mempunyai kegunaan yang sangat luas dalam industri kimia. Produk ini digunakan dalam industri kimia sebagai bahan intermediet untuk menghasilkan bahan kimia yang lain, antara lain sebagai bahan baku pembuatan asam asetat, n-butanol, 2-hexyl etanol, pentaerythritol, trimethylolpropane, piridin, peric acid, cratonaldehid, asetat anhidrid, chloral, 1,3-buthilen glikol, asam laktat (Mc Ketta, 1976).

Dari kegunaannya terlihat bahwa asetaldehida merupakan senyawa yang penting dan selama ini kebutuhan asetaldehida harus dipenuhi melalui impor. Sehubungan dengan hal tersebut diatas, maka sangat tepat jika pemerintah mengambil kebijaksanaan yang bertujuan untuk mengurangi ketergantungan terhadap negara lain yaitu dengan membangun industri-industri yang dapat mengganti peran bahan impor. Dengan didirikannya pabrik asetaldehida ini diharapkan mampu memberikan keuntungan sebagai berikut:

- Menghemat sumber devisa negara karena dapat mengurangi ketergantungan impor.
- Membantu pabrik-pabrik di Indonesia yang memakai asetaldehida sebagai bahan bakunya, karena selain lebih murah juga kontinuitasnya lebih terjaga.
- Adanya proses alih teknologi karena produk yang diperoleh dengan teknologi modern membuktikan bahwa sarjana-sarjana Indonesia mampu menyerap teknologi modern sehingga tidak tergantung kepada negara lain.
- Membuka lapangan kerja baru.



1.1.3 Alasan Pemilihan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk membuat asetaldehida yaitu etanol yang diperoleh dari PT Indo Acidatama *Chemical Industry* Karanganyar, Jawa Tengah. PT. Indo Acidatama *Chemical Industry* diharapkan dapat memenuhi kebutuhan bahan baku untuk pabrik ini.

1.1.4 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pemilihan kapasitas pabrik didasarkan pada kebutuhan asetaldehida di Indonesia, tersedianya bahan baku, serta ketentuan kapasitas minimum. Proyeksi kebutuhan asetaldehida di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Data statistik di bawah menunjukkan produksi, ekspor dan impor asetaldehida di Indonesia.

Tabel I.1 Data produksi, ekspor dan impor asetaldehida Indonesia

Tahun	Produksi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
2007	-	-	17479
2008	1694820	290,843	72372
2009	1630000	268,32	3268
2010	1630000	184,239	20058
2011	3920091	804	81711

(Data : BPS, 2013)

Data pabrik penghasil asetaldehida di luar negeri disajikan pada Tabel I.4 berikut :

Tabel I.2 Data beberapa Pabrik asetaldehida di Amerika

Produsen	Lokasi	Kapasitas Propduksi (ton/tahun)
Celanese	Bay City, Texas	125000
	Bishop, Texas	120000



	Clear Lake City, Texas	250000
	Pampa, Texas	5000
Eastman	Longview, Texas	250000
Publicker	Philadelphia, Pennsylvania	35000
Union Carbide	West Virginia, Texas	325000
Lain-lain		10000
Total		1120000

(Mc. Ketta, 1976)

Dari **Tabel I.1** di atas dapat dilihat bahwa kebutuhan asetaldehida lebih besar di bandingkan dengan produksi asetaldehida yang sudah ada. Maka dari itu dapat disimpulkan bahwa permintaan asetaldehida akan sangat besar. Pabrik asetaldehida yang sudah ada di Indonesia adalah PT. Indo Acidatama *Chemical Industry* yang memproduksi asetaldehida sebesar 20000 ton/tahun.

Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian asetaldehida adalah kapasitas pabrik. Pabrik asetaldehida dengan bahan baku etanol ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2017, dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan impor, ekspor dan produksi.

$$\begin{aligned} & \text{Maka perkiraan kebutuhan asetaldehida pada tahun 2017} \\ &= [(\text{Produksi} + \text{Impor}) - \text{Ekspor}]_{2017} \\ &= (1.500.000 + 100.000) - 2.500 \\ &= 1.497.500 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Pabrik asetaldehida yang sudah ada di Indonesia yaitu PT Indo Acidatama dengan produksi asetaldehida sebesar 20.000 ton/tahun. Dengan asumsi adanya pabrik asetaldehida lain yang masih beroperasi dan jumlah bahan baku yang tersedia, maka kapasitas pabrik baru yang akan beroperasi adalah 5% dari total kebutuhan konsumsi asetaldehida di tahun 2017.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pabrik} &= 5 \% * 1.497.500 \text{ ton/tahun} \\ &= 74.875 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik yang ditentukan = 75.000 ton/tahun



Berdasarkan data diatas, diperkirakan kebutuhan asetaldehida akan terus meningkat pada tahun-tahun mendatang sejalan dengan berkembangnya industri yang menggunakan asetaldehida sebagai bahan baku. Pada tahun 2017 diperkirakan kebutuhan mencapai 250 ton/hari dengan masa kerja 300 hari.

1.1.5 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaran usaha. Kesalahan pemilihan lokasi pabrik dapat menyebabkan biaya produksi menjadi mahal sehingga tidak ekonomis. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku dan penunjang, daerah pemasaran, utilitas, sarana dan prasarana, iklim, tenaga kerja. Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik asetaldehida ini adalah di Kecamatan Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah. Pemilihan lokasi didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

Faktor Utama

- Sumber bahan baku
Pabrik asetaldehida ini akan didirikan di daerah Kecamatan Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah karena bahan baku etanol diperoleh dari PT Indo Acidatama *Chemical Industry* Karanganyar, Jawa Tengah.
- Daerah Pemasaran
Pabrik asetaldehida yang akan didirikan ini bertujuan untuk memenuhi permintaan dalam negeri dan untuk diekspor. Untuk pemasaran dalam negeri, pulau Jawa menjadi pangsa pasar yang utama, dipilihnya daerah Karanganyar dengan pertimbangan bahwa daerah ini sedang mengalami perkembangan dalam bidang industri sehingga diharapkan dapat memenuhi kebutuhan asetaldehida dan membuka kesempatan berdirinya



industri-industri lain yang menggunakan asetaldehida sebagai bahan baku. Tidak hanya itu kawasan industri di Jawa Timur yang saat ini sedang mengalami perkembangan dalam bidang industri sehingga diharapkan kebutuhan asetaldehida dapat tercukupi.

➤ **Utilitas**

Fasilitas utilitas meliputi penyediaan air, bahan bakar dan listrik. Karena terletak di kawasan industri, maka fasilitas ini cukup memadai.

Faktor Khusus

➤ **Sarana transportasi**

Pendirian pabrik ditempatkan di Kecamatan Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah dengan pertimbangan untuk mempermudah sarana transportasi. karena Kawasan industri Gondangrejo, Karanganyar memiliki infrastruktur yang cukup baik, berbatasan langsung dengan Kota Solo, Kabupaten Boyolali dan Sragen sehingga transportasi darat dan udara tidak akan mengalami kendala. Hal ini sangat dibutuhkan guna kelancaran suplai bahan baku dan pemasaran, sehingga suplai bahan baku dan pemasaran produk tidak mengalami kesulitan.

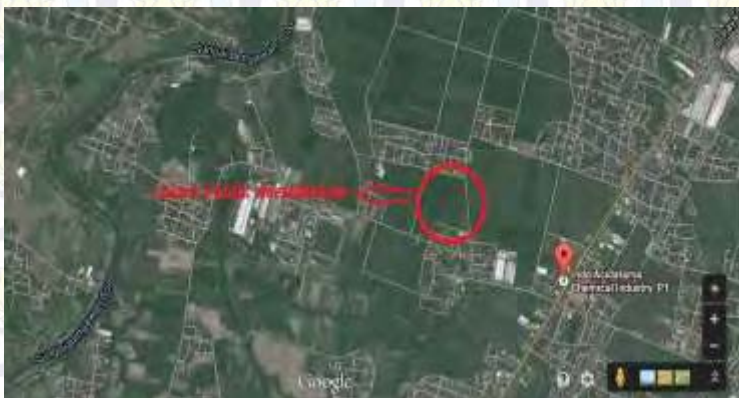
➤ **Iklim**

Karena merupakan kawasan industri, sehingga masalah yang menyangkut iklim seperti keadaan geografis, karakteristik lingkungan dan faktor sosial mudah diperhitungkan. Lahan yang cukup luas. Faktor ini berkaitan dengan rencana pengembangan lebih lanjut. Lahan yang luas memungkinkan adanya pengembangan lebih lanjut bila dari segi profitabilitas memungkinkan. Daerah Kecamatan Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah dan sekitarnya telah ditetapkan oleh pemerintah sebagai kawasan industri, sehingga cukup tersedia area yang luas dan memenuhi syarat.



➤ Tenaga kerja

Tenaga kerja sebagian besar dapat diambil dari penduduk sekitar karena lokasi yang berdekatan dengan pemukiman, sehingga selain memenuhi kebutuhan tenaga kerja juga membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitar pabrik.



Gambar I.1 Lokasi Pabrik asetaldehida

I.2 Dasar Teori

Asetaldehida yang ditetapkan oleh IUPAC dikenal dengan nama etanol dengan rumus kimia CH_3CHO . Asetaldehida merupakan senyawa intermediate (perantara) yang diperoleh dari pembuatan asam asetat, *acetic anhydride*, butil alkohol, *butiraldehyde*, *chloral*, *pyridine* dan turunan lainnya. Pembuatan asetaldehida ini dapat diperoleh dari proses hydrasi dari asetilen, oksidasi atau dehydrogenasi dari etanol dan oksidasi dari senyawa hydrocarbon jenuh atau etilen (Mc.Ketta, 1976).

Asetaldehida secara alamiah merupakan produk perantara dari hasil respirasi tanaman tingkat tinggi. Asetaldehida sebagian kecil terdapat dalam berbagai jenis buah ranum dengan berasa asam sebelum pemasakan. Kandungan aldehid sebagai bahan



yang volatil tercatat dalam chemical index pada pemasakan selama apel disimpan dalam ruangan pendingin. Asetaldehida juga merupakan produk perantara pada proses fermentasi alkohol, proses ini dengan segera membentuk alkohol. Proses fermentasi ini berlangsung pada pembuatan wine dan minuman beralkohol lainnya setelah terjadinya kontak dengan udara dengan rasa yang tidak enak. Aldehid biasanya bereaksi membentuk acetal dan etil asetat. Asetaldehida juga merupakan produk perantara dari pemecahan gula dalam tubuh dimana sebagian kecil terbentuk dalam darah karena pada prinsipnya asetaldehida merupakan produk beberapa senyawa hidrokarbon dengan proses oksidasi.

I.3 Kegunaan

- **Fungsi dan kegunaan**

Asetaldehida digunakan sebagai bahan pendukung pada produksi asam asetat, asetat anhidrat, asetat selulosa, resin vinil asetat, pentaerythritol, turunan pyridine sintetis, asam terephthalic dan asam parasetik. Kegunaan lain dari *asetaldehida* adalah : sebagai denaturan alkohol, pada pencampuran bahan bakar sebagai pengeras untuk gelatin, pada lem dan produk kasein sebagai pengawet untuk ikan dan buah, pada industri kertas.

Asetaldehida merupakan produk intermediate yang banyak digunakan untuk memproduksi produk turunannya antara lain :

1. Bahan baku pembuatan asam asetat
2. Bahan baku pembuatan n-butanol
3. Bahan baku pembuatan 2-hexyl ethanol
4. Bahan baku pembuatan pentaerythrytol
5. Bahan baku pembuatan trimethylolpropane
6. Bahan baku pembuatan pyridine
7. Bahan baku pembuatan pericetic Acid
8. Bahan baku pembuatan crotonaldehid
9. Bahan baku pembuatan asetat anhidrid



10. Bahan baku pembuatan chloral

11. Bahan baku pembuatan 1,3 butylene glikol

(Mc. Ketta, 1976)

I.4. Sifat-sifat fisika dan kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

I.4.1.1 Etanol

Sifat fisika dan kimia etanol

Rumus molekul : C_2H_5OH

Penampilan fisik : cair

Bau : agak tajam, cukup sedap; seperti wine

Rasa : tajam

Berat molekul : 46,07 g/mol

Warna : tidak berwarna (jernih)

pH (1% soln/water) : tidak diketahui

Titik didih : $78,5^{\circ}C$ ($173,3^{\circ}F$)

Titik lebur : $-114,1^{\circ}C$ ($-173,4^{\circ}F$)

Suhu kritis : $243^{\circ}C$ ($469,4^{\circ}F$)

Specific Gravity : 0,789 (air = 1)

Tekanan vapor : 5,7 kPa (@ $20^{\circ}C$)

Densitas vapor : 1,59 (Air = 1)

Volatilitas : tidak diketahui

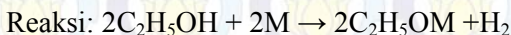
Kapasitas panas (Cp) : 0,579 kJ/kg K

Viskositas pada $20^{\circ}C$: 1,17 N.s/m²

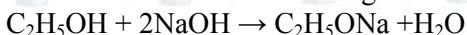
Dispersion Properties : lihat kelarutan didalam air, metanol, dietil eter, aseton.

Solubility : mudah larut dalam air dingin, air panas. Larut dalam methanol, dietil eter, aseton.

- Atom hidrogen dari hidroxy group dapat diganti dengan metal aktif membentuk methal ethoxide.



Misal reaksi antar alkohol dengan NaOH





- Beradisi dengan asetilen membentuk ethyl vinyl ether
Reaksi : $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + \text{HC}=\text{CH} \rightarrow \text{C}_2\text{H}_5\text{OCH}=\text{CH}_2$
- Bereaksi dengan asam organik dan asam anorganik membentuk ester
Reaksi : $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_5\text{OSO}_3\text{H} + \text{H}_2\text{O}$
(MSDS Etil alkohol, 2013)

1.4.2 Bahan Baku tambahan / pendukung

1.4.2.1 Katalis Cu-Cr

Sifat fisika dan kimia katalis Cu-Cr

Titik didih	: 2500 C (4532F)
Densitas	: 8,89 g/cm ³
Densitas vapor (udara = 1)	: tidak diketahui
volatilitas dari %berat	: tidak diketahui
penampilan	: padatan dengan warna tembaga
bau	: tidak berbau
titik leleh	: 1075 C (1967F)
Tekanan vapor	: 0 mmHg
Kelarutan di air	: tidak larut
Kecepatan evaporasi	: tidak volatile

(MSDS Cu-Cr, 2012)

1.4.2.2 Etilen glikol

Sifat fisika dan kimia etilen glikol

Rumus molekul	: HOCH ₂ CH ₂ OH
Penampilan fisik	: cair
Bau	: agak tajam
Rasa	: agak manis
Berat molekul	: 62,07 g/mol
Warna	: tidak berwarna (jernih)
pH (1% soln/water)	: tidak diketahui
Titik didih	: 197,6°C (387,7°F)
Titik lebur	: -13°C (8,6°F)
Specific Gravity	: 1,1
Densitas vapor	: 2,14
Volatilitas	: tidak diketahui



Dispersion Properties	: larutan didalam air, aseton.
Solubility	: mudah larut dalam air dingin, air panas, larut dietil eter, asam asetat, aseton.

(MSDS Etilen glikol, 2013)

1.4.3 Produk Utama

1.4.3.1 Asetaldehida

Sifat fisika dan kimia asetaldehida

Rumus molekul	: CH_3CHO
Berat molekul	: 44,052
Titik didih pada 760 mmHg	: 20,16 °C
Titik lebur	: -123,5 °C
Densitas	: 0,778 gr/cm ³
Densitas vapor (udara = 1)	: 1,52
Viskositas	: 0,2237
Kapasitas panas cair	: 0,522 (cal/g. °C, 0°C)
Kapasitas panas vapor	: 0,336 (cal/g. °C, 25°C)
Panas peleburan	: 71129,552 kJ/kg
Panas penguapan	: 581588,692 kJ/kg
Panas laten peleburan	: 17,6 (cal/g)
Panas laten penguapan	: 139,5 (cal/g)
Suhu kritis	: 461,0 K
Tekanan kritis	: 63,2 atm
Flash point	: -58 °C
Temperature penyalan di udara	: 165 °C

(McKetta, 1976)

Asetaldehida adalah senyawa yang sangat reaktif, yang secara umum dipakai pada bidang manufaktur. Reaksi oksidasi, reduksi, kondensasi, polimerisasi dan adisi adalah contoh-contoh reaksi kereaktifannya.

- Oksidasi

Oksidasi asetaldehida fase cair dengan udara (oksigen) merupakan reaksi yang penting dalam



industri. Kebanyakan asam asetat banyak diproduksi melalui cairan ini. Reaksi oksidasi adalah reaksi rantai dimana asam perasetat dihasilkan dan kemudian bereaksi dengan asetaldehida untuk menghasilkan asam asetat melalui monoperasetat (AMP).

Reaksi :



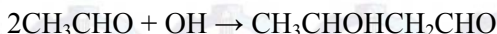
- Reduksi

Reduksi terhadap gugus karbonil ($\text{C}=\text{O}$) menjadi alkohol mudah terjadi. Banyak jenis katalis yang mungkin digunakan, diantaranya platina dan asam kloroplatinat atau dari ammonium kloroplatinat, raney nikel, palladina.

- Reaksi Kondensasi

Larutan basa encer menyebabkan asetaldehida mengalami aldol kondensasi menjadi asetadol. Aldol kondensasi adalah reaksi yang sangat umum dan asetaldehida.

Reaksi :



Asetakiol adalah intermediat penting dalam pembuatan butiraldehid dan 1-3 butanol melalui asetaldehida dan juga dalam pembuatan 1,3-butanediol. Juga reaksi yang penting adalah aldol asetaldehida dengan formaldehid berlebihan yang merupakan bagian dari pembuatan pentarythritol $\text{C}(\text{CH}_2\text{OH})_4$ secara komersial.

- Polimerisasi

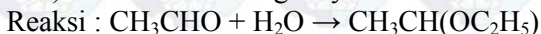
Sedikit asam mineral akan mengkatalisasi polimerisasi aldehida menjadi glikol pada suhu ruang. Jika asetaldehida dititrasi dengan HCl kering



pada suhu rendah tetiamer, metasetaldehida atau metaldehid akan terbentuk. Kemudian akan berubah kembali menjadi asetaldehida dan paraldehid dengan membiarkannya pada 60-65°C selama beberapa hari. Peristiwa ini dinamakan depolimerisasi. Depolimerisasi akan sempurna dengan pemanasan pada tabung seal.

- **Reaksi Adisi**

Meskipun sedikit asetaldehida (kecuali cloral dan halogenased aldehid yang lain) yang membentuk hidrat yang dapat diisolasi, suatu larutan encer asetaldehida mengandung hidrat asetaldehida (gem-diol) dalam keseimbangannya.



Dengan cara yang sama asetaldehida sedikit terbentuk dan reaksi dengan glikol dan dengan senyawa polihidrasi yang lain. Reaksi adisi merkaptal terhadap asetaldehida akan membentuk merkaptal $(\text{CH}_3\text{CHCSR})_2$ dimana suffat analog dengan asetal juga dibuat dengan mereaksikan asetaldehida, dengan alkohol pada fase uap tanpa katalis.

1.4.4 Produk Samping

1.4.4.1. Hidrogen

Sifat fisika dan kimia hidrogen

Penampilan : Gas

Warna : tidak berwarna

Rumus molekul : H_2

Berat molekul : 2,02 g/mol

Titik didih : -253°C (-423,4°F)

Titik lebur : -259,15°C (-434,5°F)

Suhu kritis : -240,15°C (-400,3°F)

Bau : tidak berbau

pH : tidak diketahui



Densitas gas : 0,00521 lb/ft³

Pada suhu kamar dan tekanan atmosferis, H₂ berbentuk gas.

- H₂ dapat digunakan untuk berbagai macam reaksi hidrogenasi dan reaksi – reaksi yang lain.

(MSDS Hidrogen, 2014)

1.4.4.2 Asam asetat

Sifat fisika dan kimia asam asetat

Sinonim	: asam asetat, asam asetat glasial
Rumus kimia	: C ₂ H ₄ O ₂
Keadaan fisik	: cair
Bau	: tajam, seperti cuka, asam
Rasa	: cuka, asam (kuat)
Berat molekul	: 60.05 g/mol
Warna	: tidak berwarna, encer
pH (1% soln/water)	: 2 [asam]
Titik didih	: 118.1°C (244.6°F)
Titiklebur	: 16.6°C (61.9°F)
Suhu kritis	: 321.67°C (611°F)
Specific Gravity	: 1.049 (Water = 1)
Tekanan vapor	: 1.5 kPa (@ 20°C)
Densitas vapor	: 2.07 (udara = 1)
Volatilitas	: tidak diketahui
Kelarutan	: Mudah larut dalam air dingin, air panas. Larut dalam dietil eter, aseton. Terlarut dengan Gliserol, alkohol, Benzene, Carbon tetrachloride. Hampir tidak larut dalam disulfida Karbon.

(MSDS Asam asetat, 2010)

1.4.4.3 Etil asetat

Sifat fisik dan kimia etil asetat

Sinonim	: Asam asetat, Ethyl Ester Acetic Ether
Nama kimia	: Etil asetat



Rumus kimia	: $C_4H_8O_2$
Penampilan fisik	: cair
Bau	: ringan, berbau seperti buah (sedikit
Rasa	: manis pahit, seperti <i>wine</i>
Berat molekul	: 88.11 g/mol
Warna	: tidak berwarna
pH (1% soln/water)	: tidak diketahui
Titik didih	: 77°C (170.6°F)
Titik leleh	: -83°C (-117.4°F)
Suhu kritis	: 250°C (482°F)
Specific Gravity	: 0.902 (air = 1)
Tekanan vapor	: 12.4 kPa (@ 20°C)
Densitas vapor	: 3.04 (Air = 1)
Volatilitas	: tidak diketahui
<i>Dispersion Properties</i>	: lihat kelarutan dalam air, dietil eter, aseton.
Kelarutan	: larut dalam air panas, air dingin dietil eter, aseton, alkohol. (MSDS Etil asetat, 2013)

1.4.4.4 Butanol

Sifat fisik dan kimia etil asetat

Nama kimia	: Etil asetat
Rumus kimia	: $CH_3(CH_2)_2CH_2OH$
Penampilan fisik	: cair
Berat molekul	: 74.12 g/mol
Warna	: tidak berwarna
pH (1% soln/water)	: tidak diketahui
Titik didih	: 117.7°C (243.9°F)
Titik leleh	: -89.5°C (-129.1°F)
Specific Gravity	: 0.81 (air = 1)
Tekanan vapor	: 0.6 kPa (@ 20°C)
Densitas vapor	: 2.55 (Air = 1)



Volatilitas
Dispersion Properties

: tidak diketahui
: lihat kelarutan dalam
air, methanol, diethyl
ether, n-octanol.

Kelarutan

: larut dalam methanol,
diethyl ether, sebagian
larut di air hangat, air
panas-m-octano
(MSDS Butanol, 2013)

BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses Pembuatan Asetaldehida

Ada empat proses utama dalam pembentukan asetaldehida pada skala industri, yaitu :

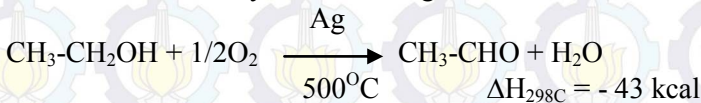
1. Proses etanol
2. Proses hidrasi asetilen
3. Proses oksidasi dari hidrokarbon jenuh
4. Proses oksidasi etilen

II.1.1 Proses Etanol

Ada dua proses pembuatan Asetaldehida dari etanol. Oksidasi dari etanol pada fase uap dan dehidrogenasi dari ethanol pada fase uap :

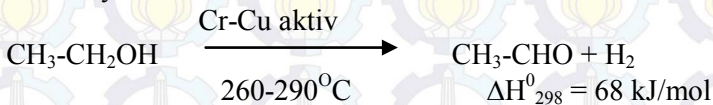
Oksidasi dari Etanol

Reaksi keseluruhannya adalah sebagai berikut :



Dehidrogenasi Etanol

Reaksinya adalah :



Deskripsi Proses

Proses pembuatan asetaldehida dengan dehidrogenasi dari etanol ditunjukkan pada **Gambar II.1** etanol menguap dan bereaksi dengan katalis kromium dan tembaga pada tekanan atmosfer dan pada suhu 270-290°C. Alkohol terkonversi 30-50% tergantung pada temperatur reaksi dan laju alir alkohol. *Recovery* dan pemurnian pada dasarnya sama seperti proses oksidasi etanol.



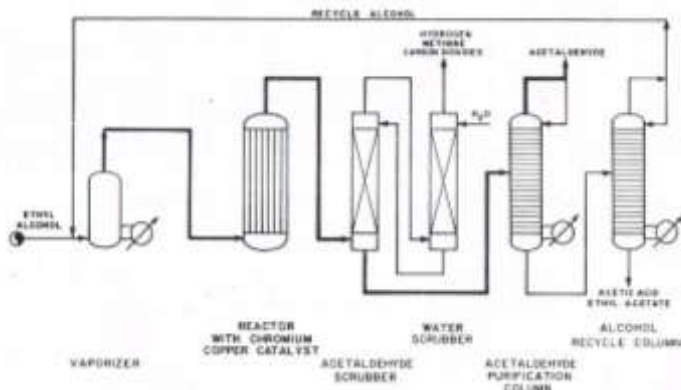
Gas produk reaktor pada kondisi dingin dan *discrub* dengan alkohol, dan gas keluar *discrub* dengan air dingin. Pada proses ini hidrogen diproduksi dari pembuatan asetaldehida. Oleh karena itu, udara mengandung banyak hidrogen dengan kandungan karbon dioksida dan metana yang kecil. Aliran produk samping yang kaya akan hidrogen sesuai dengan reaksi hidrogenasi dapat digunakan sebagai bahan bakar untuk mensuplai panas yang dibutuhkan selama reaksinya adalah endotermis. Asetaldehida *direcovery* pada *overhead* kolom distilasi dari residu *scrubber*, dan etanol yang tidak bereaksi *direcovery* pada *overhead* untuk *recycle* menuju reaktor pada kolom distilasi kedua. Pembuangan *liquid* dari distilasi akhir adalah air, asam asetat, dan etil asetat, yang dapat di *treatment* secara biologis.

Pemakaian material bahan baku

Yield etanol dari kedua proses sebesar 85-95% mol *yield*. Konsumsi alkohol dapat memproduksi 909lb/1000lb asetaldehida. Katalis hidrogenasi dapat aktif dalam beberapa tahun tapi membutuhkan reaktifikasi secara berkala (Mc. Ketta, 1976).

Keperluan Utilitas

Energi terbesar yang diperlukan pada proses oksidasi untuk menguapkan etanol, menghasilkan *steam* dan pemanasan awal udara. *Recovery* panas dari reaksi *furnace* membutuhkan sebagian energi. Proses dehidrogenasi adalah reaksi endotermis. Tapi panas dapat dihasilkan dari pengolahan produk samping hydrogen (Mc. Ketta, 1976).



Gambar II.1 Proses dehidrogenasi etanol

II.1.2 Proses Hidrasi Asetilen

Reaksi hidrasi asetilen terjadi dari katalis asam sulfat dan merkuri sulfat yang mulai beroperasi dalam skala komersial selama lebih dari 50 tahun.



Flowsheet proses hidrasi asetilen ditunjukkan pada **Gambar II.2** Asetilen dengan kemurnian yang tinggi (97%) dan gas *recycle* yang mengandung sekitar 75% asetilen diumpankan dengan steam ke *rubber-lined vertical reactor* yang berisi katalis larutan garam merkuri (0,5–1% berat), asam sulfat (15–20% berat), ferro dan ferri (2–4% berat) dan air. Suhu dan tekanan dijaga pada 90–95°C dan 1–2 atm. Konversi asetilen per *pass* adalah 55%. Gas keluar reaktor didinginkan dan *discrubb* dengan air untuk *recovery* larutan asetaldehida (7–10% berat). Asetilen yang tidak bereaksi dikompresi dan dibersihkan dengan cara penyerapan dengan *scrubber column* sebelum *direcycle* ke reaktor. Pemurnian asetaldehida dilakukan dengan cara distilasi memisahkan crotonaldehida, asam asetat dan air, pada kolom terakhir dimana gas terlarut (asetilen, CO₂, dll) hilang, meninggalkan produk asetaldehida murni.



Modifikasi proses ini dikembangkan oleh proses *Chisso*. Dalam proses ini suhu proses lebih rendah dan tanpa menggunakan *recycle* asetilen. Proses ini menggunakan asam sulfat yang merupakan komponen aktif dan korosif, sehingga ketahanan alat terhadap korosi harus diperhatikan. Merkuri selain harganya mahal juga komponennya beracun oleh karena itu penanganan masalah dan pengaruhnya terhadap bahaya keracunan tidak boleh diabaikan, juga penanganan terhadap asetilen yang mempunyai relatifitas tinggi (Mc. Ketta, 1976).

Pemakaian Raw Material

Syarat raw material untuk asetilen menjadi asetaldehida ditunjukkan pada **Tabel II.1**

Tabel II.1 Pemakaian Raw Material pada proses asetilen

Komponen	Konsumsi (lb/1000 lb) asetaldehida	
	German	Chisso
Asetilen	630	620
Mercury	1	0,6 – 1,0
Sulfuric acid (100%)	5 – 10	25
Ferric sulfate	4 – 9	-

(Mc. Ketta, 1976).

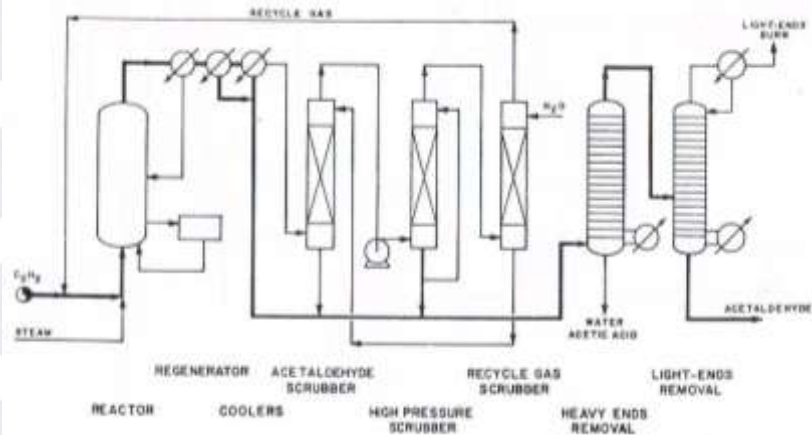
Reaktor bersuhu rendah pada proses *Chisso* menghasilkan lebih sedikit pembentukan produk samping meskipun konsentrasi asetaldehida pada reaktor cukup tinggi, serta *losses* dari asetilen pada proses *Chisso* rendah sedikit perlakuan dari gas ini (tidak ada yang *direcycle*) (Mc. Ketta, 1976).

Pembentukan produk samping

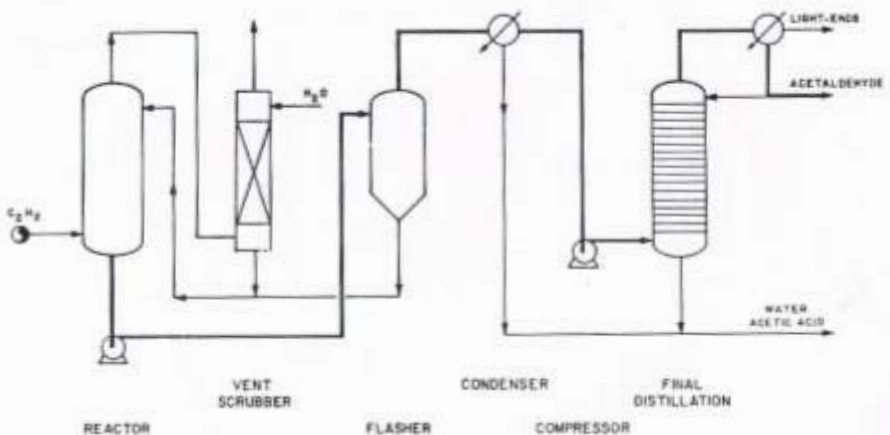
Produk utama dari reaksi samping adalah asam asetat, diasetil dan crotonaldehida. Reaksi pada suhu tinggi akan meningkatkan *yield* dari produk samping. Pada proses *Chisso*, *yield* asam asetat sekitar 0,5% dan *yield* crotonaldehida serta produk kondensasi



aldol lainnya dibawah 1%. *Yield* produk samping lebih tinggi pada proses *German* (Mc. Ketta, 1976).



Gambar II.2 Proses hidrasi asetilen dengan proses german

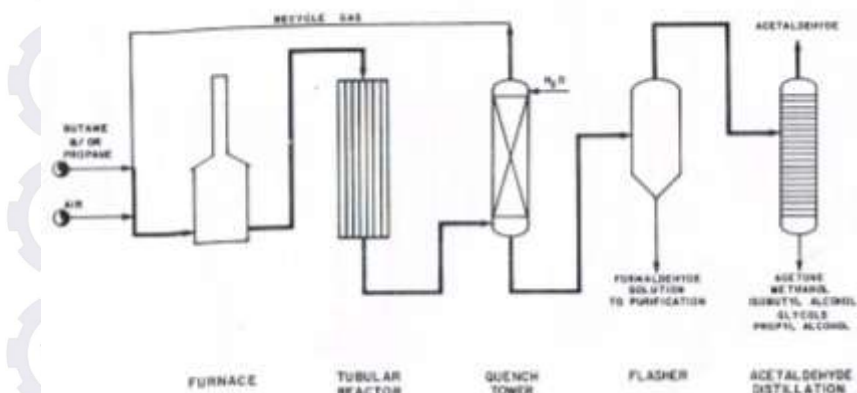


Gambar II.3 Proses hidrasi asetilen dengan proses chisso



II.1.3 Proses Oksidasi dari Hidrokarbon Jenuh

Pada proses ini, umpan hidrokarbon dicampur dengan udara yang dikompresi dan gas *recycle* yang mengandung parafin yang tidak bereaksi. Gas *recycle* tersebut mengandung CO, CO₂ dan N₂ dengan rasio volumetrik 1 : 2 : 7. Campuran dipanaskan pada suhu 370°C dan tekanan 0.7x10⁶ Pa absolut dan dioksidasi pada suhu 450°C. Setelah dekomposisi dari pembentukan peroksida dalam kolom yang mengandung *packing* keramik, gas panas keluar dari reaktor oksidasi di*quenched* dengan cairan formaldehida dingin dengan 12–14% berat, dan kemudian dibersihkan dengan air. Hidrokarbon yang tidak bereaksi dipisahkan dan *direcycle*.



Gambar II.4 Proses oksidasi dari hidrokarbon jenuh

II.1.4 Proses Oksidasi Etilen (*Wacker – Hoechst Processes*)

Ada dua variasi yang ditawarkan pada proses ini, yaitu : Tahap tunggal dengan penggunaan oksigen, dengan *recycle* dari reaktan yang tidak terkonversi. Dua tahap dengan penggunaan udara, tanpa *recycle*.



Wacker – Hoechst single step process

Pada proses ini, etilen dengan kemurnian yang tinggi (98% volum) dan oksigen (99,5% volum), dicampur dengan steam, berlangsung pada reaktor titanium dengan ketinggian lebih dari 20m. Konversi berlangsung pada tekanan 0.3–0.5x10⁶ Pa absolut dan suhu sekitar 120–130⁰C.

Steam keluar dari bagian atas reaktor melalui separator yang terkondensasi secara terpisah. Fasa *liquid* yang *direcovery* *direcycle*. Gas yang tersisa diteruskan ke menara *quenching* dengan suhu yang kurang dari 125-500⁰C, kemudian masuk ke kolom air pembersih untuk *merecover* asetaldehida yang ikut dalam gas buangan. Gas ini kaya akan etilen yang tidak terkonversi, lalu dikompresi dan dikembalikan ke zona reaksi. Pada bagian atas reaktor diperoleh asetaldehida dengan kemurnian 99,7 – 99,9% berat.

Pada proses ini konversi yang diperoleh yaitu 25–30% dan total *yield* sekitar 94% mol umpan dan 90% mol oksigen (Mc. Ketta, 1976).

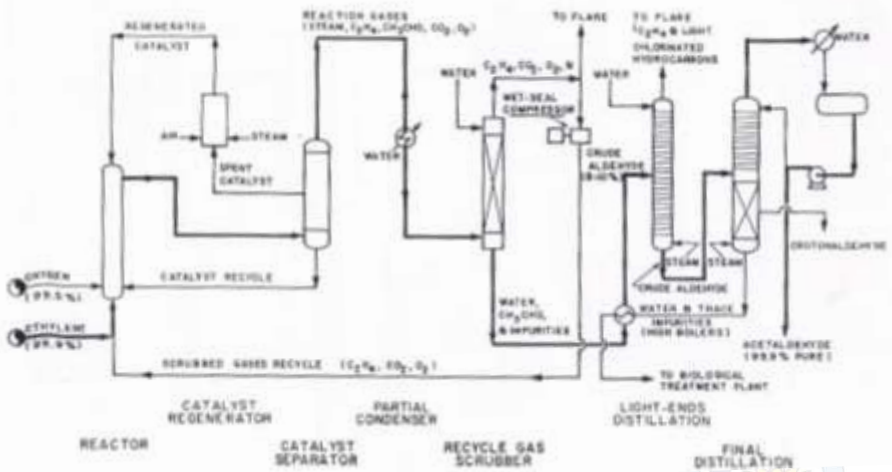
Wacker – Hoechst two – step process

Proses ini memiliki keuntungan dengan mampu dioperasikan dengan kemurnian etilen yang lebih rendah (95% volum) dan udara.

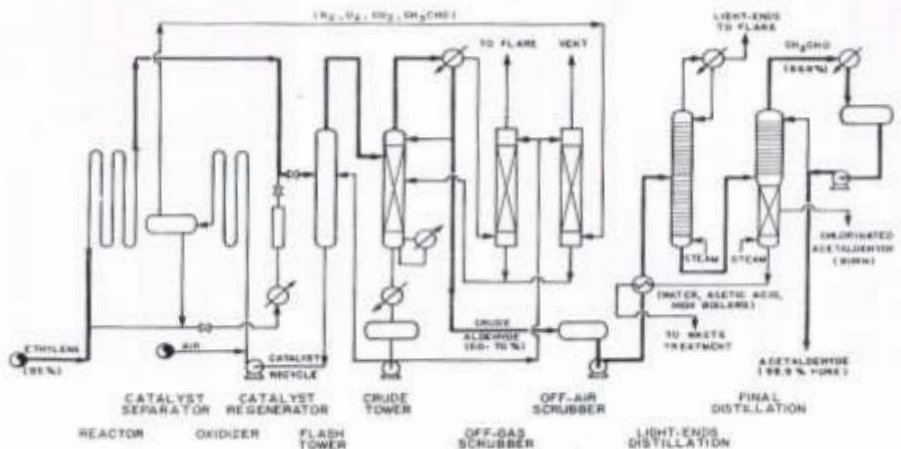
Etilen dan katalis dimasukkan bersamaan ke dalam reaktor titanium dengan kondisi operasi 110⁰C dan tekanan 0.8–0.9x10⁶ Pa absolut. *Effluent* yang dihasilkan di *flash tank* pada tekanan atmosferik. Setelah pemisahan limbah gas (biasanya nitrogen) dengan cara *flashing*, *bulk* dari regenerasi katalis dikembalikan ke tahap awal.

Campuran gas asetaldehida dan steam yang dihasilkan dari *flashing* dikonsentrasikan hingga 60–90% berat pada kolom distilasi pertama. Komponen ringan dan berat (air, asam asetat, dll) dikeluarkan pada rangkaian dua kolom distilasi.

Pada jenis *two-step*, konversi etilen berkisar 97–98% dengan *yield* antara 94–95 % mol (Mc. Ketta, 1976).



Gambar II.5 Proses oksidasi etilen (*Wacker – Hoechst single step process*)



Gambar II.6 Proses oksidasi etilen (*Wacker – Hoechst two step process*)



II.2. Seleksi Proses

Dari keempat proses yang telah dijelaskan sebelumnya, dapat dilihat perbandingan ketiga proses tersebut pada **Tabel II.2** berikut ini :

Tabel II.2 Perbandingan Proses Pembuatan Asetaldehida

Proses	Fase Reaktor	Temp (°C)	Tek (atm)	Katalis	Konversi (%)	Yield (%)	Produk samping
Hidrasi dari asetilen	Liquid	70-100	1	Merkuri, besi	50-60	93-98	Asam asetat, diasetil, crotonaldehid
Oksidasi dari etanol	Vapor	500	1	perak, tembaga	25-35	85-95	Asam asetat, etil asetat, karbon oksida, metana
Dehidrogenasi dari etanol	Vapor	260-290	1	krom, tembaga	30-50	90+	Hidrogen, asam asetat, etil asetat, carbon oksida, metana
Oksidasi dari butane	Vapor	450	6-7	-	25-35	90	Aldehid, keton, alkohol, asam, karbon dioksida
Oksidasi dari etilen One-	Liquid	100-	3	Palladiu	75	93-	Asam asetat,



stage Two- stage	Liquid	130 125- 130	10	m Palladiu m	99,5	95 93- 95	karbon dioksida, chlorinated aldehid, crotonaldehid a, chlorinated hidrokarbon
------------------------	--------	--------------------	----	--------------------	------	-----------------	--

Dari keempat jenis proses pembuatan asetaldehida, dipilih proses pembuatan asetaldehida dari Etanol dengan katalis Cu-Cr, dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Menghindari bahaya yang disebabkan pemakaian merkuri dan asetilen.
- Bahan baku terdapat di Indonesia sehingga kontinyuitasnya dapat terjaga.
- Proses sederhana dengan tekanan operasi rendah meskipun suhu agak tinggi.
- Umur katalis panjang.
- System recovery* energi rendah.
- Asetaldehida yang dihasilkan memiliki kemurnian tinggi.
- Tidak mempunyai resiko korosifitas yang tinggi sehingga perawatan alat tidak sulit.

(Mc. Ketta, 1976)

III.3 Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol:

III.3.1 Proses Pre-Treatment

Tahap ini bertujuan untuk menyiapkan umpan reaktor pada fase gas dengan suhu 330°C dan tekanan 6,4 atm dari etanol cair suhu 30°C . Pada aliran 1 etanol dari tangki penyimpanan (F-111) dipompa dan dicampur dengan hasil *recycle* etanol aliran 21 pada aliran 2, kemudian dialirkan ke vaporizer (V-113) untuk



diapkan. Keluar dari vaporizer (V-113) aliran 4 gas umpan kemudian dialirkan dengan blower L-114 menuju reaktor R-110.

III.3.2 Proses Dehidrogenasi Etanol

Proses dehidrogenasi etanol terjadi dalam reaktor *fixed bed multitube* katalitik untuk menghasilkan asetaldehida. Reaktor beroperasi pada kondisi *non isothermal*, temperature feed reaktor 330°C dan tekanan 6,4 atm menggunakan katalis Cr-Cu.

Pada aliran 4 gas umpan reaktor masuk kedalam reaktor melalui pipa pemasukan umpan yang terdapat pada bagian atas reaktor dan kemudian dikontakkan dengan katalis Cr-Cu dalam tube di reaktor. Konversi reaksi dalam reaktor yaitu 50 %. Reaksi tersebut endotermis, panas reaksi disuplai dengan mengalirkan *steam* melalui sela-sela tube dalam shell.

III.3.3 Proses Pemurnian Asetaldehida dan Isolasi Etanol

Pemisahan dan pemurnian produk dilakukan melalui dua tahapan yaitu:

a. Pemurnian Asetaldehida

Pemurnian asetaldehida dilakukan untuk mendapatkan asetaldehida dengan kemurnian yang tinggi. Pada aliran 5 produk keluar reaktor masih dalam kondisi panas dengan temperatur 330°C kemudian didinginkan dalam heat exchanger (E-211) dan heat exchanger (E-212) dengan menggunakan air pendingin. Selanjutnya masuk ke *flash tank* (H-210) untuk memisahkan fase gas dan fase cair. Gas dari *flash tank* (H-210) pada aliran 8 kemudian dimasukkan ke dalam kolom absorber (D-220) yang beroperasi pada tekanan atmosferik untuk *discrub* dengan air untuk memisahkan gas H_2 . Gas H_2 keluar dari kolom absorber (D-220) pada aliran 10 dengan temperatur 40°C mengandung banyak hidrogen dan sedikit karbon dioksida dan metana yang akan dimanfaatkan sebagai bahan bakar boiler. Sedangkan produk bawah kolom absorber (D-220) sebagai aliran 11 dengan temperature 32°C dan tekanan 6 atm kemudian dipompa ke menara distilasi I (D-310) bersama dengan produk bawah *flash*



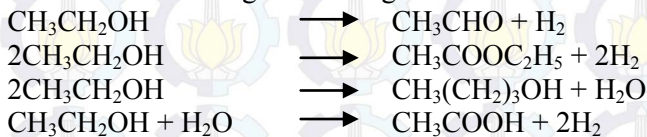
tank pada aliran 13 untuk memurnikan asetaldehida. Pada menara distilasi I (D-310) produk atas di kondensasi dengan condenser (E-311) dan ditampung pada accumulator (F-312), setelah itu produk atas dipompakan kembali menuju menara distilasi I (D-310) sebagai *reflux* dan sebagian menjadi produk asetaldehida. Asetaldehida yang didapat memiliki kemurnian 99%. Produk bawah menara distilasi I (D-310) dipanaskan kembali pada reboiler (E-314) kemudian sebagian dialirkan kembali ke menara distilasi I (D-310) dan lainnya dialirkan menuju menara distilasi II (D-320) pada aliran 16 untuk memisahkan etil asetat dan etanol dari komponen yang lain. Pada menara distilasi II (D-320) produk atas di kondensasi dengan condenser (E-312) dan ditampung pada accumulator (F-322), setelah itu produk atas dipompakan kembali menuju menara distilasi I (D-310) sebagai *reflux* dan sebagian menjadi produk campuran etil asetat dan etanol dengan temperature 296°C dan tekanan 6 atm. Produk bawah menara distilasi II (D-320) dipanaskan kembali pada reboiler (E-324) kemudian sebagian dialirkan kembali ke menara distilasi II (D-320) dan sebagian menjadi *waste water process*.

Isolasi etanol bertujuan untuk mengambil sisa etanol yang tidak bereaksi untuk *direcycle*. Produk atas kolom distilasi II (D-320) digunakan sebagai umpan kolom distilasi III (D-330) yang merupakan *extractive distillation* dengan temperature 296°C dan tekanan 6 atm. Pada menara distilasi III (D-330) ditambahkan bahan tambahan solven etilen glikol sebesar 170000 kg etilen glikol/hari yang berfungsi melarutkan etanol sehingga dapat terpisah dari etil asetat, dihasilkan produk atas etil asetat dan produk bawah campuran etanol dan etilen glikol. Hasil atas menara distilasi III berupa etil asetat (D-330) didinginkan dengan kondensor (E-332). Produk bawah menara distilasi III (D-330) dipanaskan kembali pada reboiler (E-334) kemudian sebagian sebagai dikembalikan ke menara distilasi III (D-330), sebagian masuk ke menara distilasi IV (D-340). Menara distilasi IV (D-340) untuk memisahkan etanol dari etilen glikol, produk atas



berupa etanol dengan kemurnian 95% yang kemudian digunakan sebagai recycle dan prosuk bawah berupa etilen glikol yang kemudian di recycle menuju menara distilasi III (D-330).

Selain menghasilkan produk utama asetaldehida, proses ini menghasilkan produk samping berupa sedikit etil aseat, butanol dan asam asetat. Reaksi-reaksi yang terjadi pada pembuatan asetaldehida dengan dehidrogenasi etanol :



BAB III NERACA MASSA

Kapasitas	= 75000 ton asetaldehida/tahun
	= 250 ton asetaldehida/hari
	= 250000 kg asetaldehida/hari
Bahan baku	= 293280 kg etanol/hari
Operasi	= 300 hari /tahun, 24 jam /hari
Satuan massa	= kg
Basis waktu	= 1 hari

1. Feed tank (F-111)

Tabel III.1 Neraca Massa Feed tank (F-111)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Fresh etanol</u>		<u>Menuju V-113</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,80	CH ₃ CH ₂ OH	281548,80
H ₂ O	11731,24	H ₂ O	11731,24
	<u>293280,04</u>		<u>293280,04</u>
	293280,04		293280,04



2. Vaporizer (V-113)

Tabel III.2 Neraca Massa Vaporizer (V-113)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari F-111</u>		<u>Menuju R-110</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,8	CH ₃ CH ₂ OH	435733,9
H ₂ O	11731,2	H ₂ O	17205,0
	293280,0		452938,9
<u>Etanol Recycle</u>			
CH ₃ CH ₂ OH	154185,1		
H ₂ O	5473,7		
	159658,8		
	452938,86		452938,86

3. Reaktor (R-110)

Tabel III.3 Neraca Massa Reaktor (R-110)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari V-113</u>		<u>Menuju H-210</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	435733,90	CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
H ₂ O	17204,96	H ₂ O	16647,89
	452938,86	CH ₃ CHO	250000,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	12030,78
			452938,86
	452938,86		452938,86

**4. Flash tank (H-210)****Tabel III.4 Neraca Massa Flash tank (H-210)**

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari R-110</u>		<u>Menuju D-220</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	3119,05
H ₂ O	16647,89	H ₂ O	222,31
CH ₃ CHO	250000,00	CH ₃ CHO	13231,37
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	49,25
H ₂	12030,78	H ₂	6081,12
	452938,86		22883,92
		<u>Menuju D-310</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	157090,69
		H ₂ O	16425,58
		CH ₃ CHO	236768,63
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3197,68
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6192,38
		CH ₃ COOH	4430,31
		H ₂	5949,66
			430054,93
452938,86		452938,86	



5. Absorber (D-220)

Tabel III.5 Neraca Massa Absorber (D-220)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari H-210</u>		<u>by-produk</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	3119,05	<u>Hidrogen</u>	
H ₂ O	222,31	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
CH ₃ CHO	13231,37	H ₂ O	222,31
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COO	49,25	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
H		CH ₃ COOH	0,00
H ₂	6081,12	H ₂	6081,12
	22883,92		6303,43
<u>Air proses</u>		<u>Menuju D-310</u>	
H ₂ O	20222,7361	CH ₃ CH ₂ OH	3119,05
		H ₂ O	20222,74
		CH ₃ CHO	13231,37
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31
		CH ₃ COOH	49,25
		H ₂	0,00
			36803,23
	43106,66		43106,66

**6. Distilasi (D-310)****Tabel III.6 Neraca Massa Distilasi (D-310)**

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-220 dan H-210</u>		<u>Top Produk Asetaldehida</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	36648,32	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	250000,00	CH ₃ CHO	250000,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	5949,66		252279,83
	466858,16	H ₂	5949,66
		<u>Menuju D-320</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	36648,32
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			208628,67
	466858,16		466858,16



7. Tangki Akumulator (F-312)

Tabel III.7 Neraca Massa Tangki Akumulator (F-312)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Refluks menuju D-310</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	601586,41	CH ₃ CHO	351586,41
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	5949,66		351586,41
	607536,07	<u>Top produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	250000,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
			250000,00
		H ₂	5949,66
	607536,07		607536,07



8. Reboiler (E-314)

Tabel III.8 Neraca Massa Reboiler (E-314)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Refluks ke D-310</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	626825,18	CH ₃ CH ₂ OH	466615,43
H ₂ O	143387,58	H ₂ O	106739,26
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	12665,64	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	9428,44
CH ₃ COOC ₂ H ₅	24780,73	CH ₃ COOC ₂ H ₅	18447,05
CH ₃ COOH	17526,39	CH ₃ COOH	13046,84
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	825185,52		614277,02
		<u>Menuju D-320</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	36648,32
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			210908,50
825185,52		825185,52	



9. Distilasi (D-320)

Tabel III.9 Neraca Massa Distilasi (D-320)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Menuju D-330</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
H ₂ O	36648,32	H ₂ O	3664,83
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	210908,50		170208,26
		<u>Menuju Waste water</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	32983,48
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			40700,24
	210908,50		210908,50

**10. Tangki Akumulator (F-322)****Tabel III.10** Neraca Massa Tangki Akumulator (F-322)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Refluks menuju D-320</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	471959,46	CH ₃ CH ₂ OH	311749,72
H ₂ O	10796,17	H ₂ O	7131,34
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	18658,31	CH ₃ COOC ₂ H ₅	12324,63
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	501413,95		331205,69
		<u>Top produk menuju D-330</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3664,83
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	0,00
		H ₂	0,00
			170208,26
	501413,95		501413,95



11. Reboiler (E-324)

Tabel III.11 Neraca Massa Reboiler (E-324)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Refluks menuju D-320</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	220070,87	H ₂ O	187087,38
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	21599,10	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	18361,90
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	29888,29	CH ₃ COOH	25408,73
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	271558,25		230858,01
		<u>Menuju Waste water</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	32983,48
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			40700,24
	271558,25		271558,25

**12. Extractive Distillation (D-330)****Tabel III.12** Neraca Massa *Extractive Distillation* (D-330)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Top produk Etil asetat</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	3664,83	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	340208,26		6333,69
		<u>Bottom produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3664,83
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			333874,57
	340208,26		340208,26



13. Tangki Akumulator (F-332)

Tabel III.13 Neraca Massa Tangki Akumulator (F-332)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Menuju D-330</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	15826,52	CH ₃ COOC ₂ H ₅	9492,83
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	15826,52		9492,83
		<u>Top produk Etil asetat</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	0,00
			6333,69
	15826,52		15826,52

**14. Reboiler (E-334)****Tabel III.14** Neraca Massa Reboiler (E-334)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Refluks ke D-330</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	620710,05	CH ₃ CH ₂ OH	527680,11
H ₂ O	24745,95	H ₂ O	21037,11
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	645456,00		548717,22
		<u>Menuju D-340</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	93029,94
		H ₂ O	3708,84
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	0,00
			96738,78
	645456,00		645456,00

**15. Distilasi (D-340)****Tabel III.15** Neraca Massa Distilasi (D-340)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Top produk Etanol</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
H ₂ O	3664,83	H ₂ O	3664,83
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	340208,26		163874,57
		<u>Bottom produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			170000,00
	333874,57		333874,57

**16. Tangki Akumulator (F-342)****Tabel III.13** Neraca Massa Tangki Akumulator (F-342)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-340</u>		<u>Refluks menuju D-340</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	1432023,55	CH ₃ CH ₂ OH	1271813,80
H ₂ O	32757,84	H ₂ O	29093,01
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	1464781,39		1300906,81
		<u>Recycle menuju V-113</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3664,83
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	0,00
			163874,57
1464781,39		1464781,39	

**17. Reboiler (E-344)****Tabel III.14** Neraca Massa Reboiler (E-344)

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Refluks ke D-340</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	2212291,35	C ₂ H ₆ O ₂	2042291,35
	2212291,35		2042291,35
		<u>Menuju Recycle Solvent</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			170000,00
	2212291,35		2212291,35

BAB IV NERACA ENERGI

Kapasitas	= 75000 ton asetaldehida/tahun
	= 250000 kg asetaldehida/hari
Operasi	= 300 hari /tahun, 24 jam /hari
Satuan massa	= kg
Satuan panas	= kkal
Basis waktu	= 1 hari
Treferece	= 25°C

1. Vaporizer (V-113)

Tabel IV.1 Neraca Energi Vaporizer (V-113)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Dari F-111</u>		<u>Menuju R-110</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	4138220,14	CH ₃ CH ₂ OH (g)	118134496636
H ₂ O (l)	2974455,06	H ₂ O (g)	11175923781
	7112675,1955		129310420417
<u>Recycle</u>			
CH ₃ CH ₂ OH (l)	338027517,7		
H ₂ O (l)	296682784,43		
	634710302,09		
Qsupply	135440628894	Qloss	6772031445
	136082451861,42		136082451861,42



2. Reaktor (R-110)

Tabel IV.2 Neraca Energi Reaktor (R-110)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari V-113		Menuju E-211	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	118134496635,7	CH ₃ CH ₂ OH (g)	351235638,91
H ₂ O (g)	11175923781,03	H ₂ O (g)	1283097929,7
	-129310420417	CH ₃ CHO (g)	74377280,47
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22678346,79
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9615801,41
		CH ₃ COOH (g)	21910111,30
		H ₂ (g)	12014851,43
			1774929960,0
Qsupply	131179309830,53	ΔH _R ^{25°C}	93959453,82
	1868889413,83		1868889413,83

3. Cooler (E-211)

Tabel IV.3 Neraca Energi Cooler (E-211)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari R-110		Menuju E-212	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	351235638,9	CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827943,99
H ₂ O (g)	1469620341	H ₂ O (g)	1467827235,9
CH ₃ CHO (g)	74377280,47	CH ₃ CHO (g)	66262874,56
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22678346,79	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,06
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9615801,41	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,50
CH ₃ COOH (g)	21910111,30	CH ₃ COOH (g)	21815008,06
H ₂ (g)	12014851,43	H ₂ (g)	6814908,67
	1774929960,00		1940490525,8
		Qserap	20961845,47
	1774929960,00		1774929960,00



4. Cooler (E-212)

Tabel IV.4 Neraca Energi Cooler (E-212)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari R-110		Menuju E-212	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (g)	345827944,0	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (g)	294565245,47
H_2O (g)	1467827236	H_2O (g)	1455527438,2
CH_3CHO (g)	66262874,56	CH_3CHO (l)	76245261,36
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (g)	22553123,06	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (g)	21649643,33
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (g)	9389431,50	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (g)	8334590,22
CH_3COOH (g)	21815008,06	CH_3COOH (g)	21041312,62
H_2 (g)	6814908,67	H_2 (g)	1772664,11
	1754195693,22		1694402398,0
		Qserap	59793295,24
	1754195693,22		1754195693,22



5. Flash tank (H-210)

Tabel IV.1 Neraca Energi Flash tank (H-210)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Dari E-212</u>		<u>Vapor ke D-220</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	294565245,5	CH ₃ CH ₂ OH (g)	541534,84
H ₂ O (l)	1455527438	H ₂ O (g)	611815,92
CH ₃ CHO (g)	76245261,4	CH ₃ CHO (g)	3008535,25
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	21649643,3	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	6374,07
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	8334590,2	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	13932,97
CH ₃ COOH (l)	21041312,6	CH ₃ COOH (g)	781307705,2
H ₂ (g)	1772664,1	H ₂ (g)	338495,33
	1694402397,98		785828393,6
		<u>Liquid ke E-214</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	27274345,67
		H ₂ O (l)	45204260,00
		CH ₃ CHO (l)	43195585,98
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	610586,60
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	840248,93
		CH ₃ COOH (l)	640961,57
		H ₂ (g)	0,00
			117765988,7
		Q	790808015,64
	1694402397,98		1694402397,98

**6. Absorber (D-220)****Tabel IV.1 Neraca Energi Absorber (D-220)**

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Dari H-210</u>		<u>By produk hidrogen</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827944,0	CH ₃ CH ₂ OH (g)	0,00
H ₂ O (g)	1467827236	H ₂ O (g)	17098681,33
CH ₃ CHO (g)	66262874,6	CH ₃ CHO (g)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,1	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,5	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	0,00
CH ₃ COOH (g)	21815008,1	CH ₃ COOH (g)	0,00
H ₂ (g)	6814908,7	H ₂ (g)	392654,58
	1754195693,22		17491335,9
<u>Air proses dari utilitas</u>		<u>Gas terserap menuju ke E-214</u>	
H ₂ O (l)	5127473,30	CH ₃ CH ₂ OH (l)	90171,69
		H ₂ O (l)	10172018,55
		CH ₃ CHO (l)	401547,59
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	1248,88
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	3224,95
		CH ₃ COOH (l)	1197,05
		H ₂ (l)	0,00
			10669408,7
		Qserap	1731162421,9
	1945617999,06		1945617999,06



7. Heater (E-213)

Tabel IV.1 Neraca Energi Heater (E-213)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid Dari H-210</u>		<u>Menuju D-310</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	27274345,7	CH ₃ CH ₂ OH (l)	281101819,61
H ₂ O (l)	45204260,0	H ₂ O (l)	1273967230,7
CH ₃ CHO (l)	43195586,0	CH ₃ CHO (l)	461412968,60
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	610586,6	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	6331369,28
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	840248,9	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	8367447,18
CH ₃ COOH (l)	640961,6	CH ₃ COOH (l)	6329746,77
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	117765988,75		2037510582,2
<u>Liquid Dari D-220</u>		Qloss	104175980,5
CH ₃ CH ₂ OH (l)	90171,7		
H ₂ O (l)	10172018,6		
CH ₃ CHO (l)	401547,6		
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	1248,9		
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	3225,0		
CH ₃ COOH (l)	1197,1		
H ₂ (l)	0,0		
	10669408,72		
Qsupply	2009552826		
	2137988223,47		2137988223,47

**8. Distilasi (D-310)****Tabel IV.1** Neraca Energi Distilasi (D-310)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid dari E-214</u>		<u>Produk atas</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	281101819,6	CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,00
H ₂ O (l)	1273967231	H ₂ O (l)	0,00
CH ₃ CHO (l)	461412968,6	CH ₃ CHO (l)	3694625216,2
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	6331369,3	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	8367447,2	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,00
CH ₃ COOH (l)	6329746,8	CH ₃ COOH (l)	0,00
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	2037510582,17		3694625216,2
Qreboilling	166605676136,0	<u>Produk bawah</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	8166451881,9
		H ₂ O (l)	66867831304
		CH ₃ CHO (l)	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	157281402,92
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	196952207,62
		CH ₃ COOH (l)	148847664,88
		H ₂ (l)	0,00
			75537364462
		Qcondensation	81080913234
		Qloss	8330283807
	168643186718,21		168643186718,21



9. Distilasi (D-320)

Tabel IV.1 Neraca Energi Distilasi (D-320)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid dari D-310</u>		<u>Produk atas</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	8166451882	CH ₃ CH ₂ OH (l)	3631759399,4
H ₂ O (l)	66867831304	H ₂ O (l)	2244872987,2
CH ₃ CHO (l)	0,0	CH ₃ CHO (l)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	157281402,9	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	196952207,6	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	98144836,71
CH ₃ COOH (l)	148847664,9	CH ₃ COOH (l)	0,00
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	75537364461,62		5974777223,2
<u>Qreboilling</u>	310291059880,8	<u>Produk bawah</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
		H ₂ O (l)	65506804649
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	171200111,1
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	162020024,6
		H ₂ (l)	0,0
			65840024785
		Qcondensation	298499069340
		Qloss	15514552994
	385828424342,41		385828424342,41

**10. Extractive Distillation (D-330)****Tabel IV.1** Neraca Energi *Extractive Distillation* (D-330)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid dari D-320</u>		<u>Produk atas</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	3631759399	CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
H ₂ O (l)	2244872987	H ₂ O (l)	0,00
CH ₃ CHO (l)	0	CH ₃ CHO (l)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	98144836,7	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	93579960,58
CH ₃ COOH (l)	0,0	CH ₃ COOH (l)	0,00
	5974777223,23	C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00
C ₂ H ₆ O ₂ (l)	78862273777,93		93579960,6
Qreboiling	251932524446,1	<u>Produk bawah</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	8527799310,3
		H ₂ O (l)	6982658490
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	0,0
		CH ₃ COOH (g)	0,0
		C ₂ H ₆ O ₂ (g)	6724190436,0
			22234648236
		Qcondensation	9992923472
		Qloss	1386625422
	33707777090,33		33707777090,33

**11. Distilasi (D-340)****Tabel IV.1** Neraca Energi Distilasi (D-340)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Liquid dari D-330</u>		<u>Produk atas</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	8527799310	CH ₃ CH ₂ OH (l)	3462840357,5
H ₂ O (l)	6982658490	H ₂ O (l)	2140460290,1
CH ₃ CHO (l)	0	CH ₃ CHO (l)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,00
CH ₃ COOH (l)	0,0	CH ₃ COOH (l)	0,00
C ₂ H ₆ O ₂ (l)	6724190436,01	C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00
	22234648236,48		5603300647,6
Qreboiling	1076042402860	<u>Produk bawah</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
		H ₂ O (l)	0
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	0,0
		C ₂ H ₆ O ₂ (l)	6992445982,7
			6992445983
		Qcondensation	1031879184323
		Qloss	53802120143
	1098277051096,72		1098277051096,72

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

I. Tahap *Pre Treatment*

1. Tangki penampung etanol (F-111)

Nomor Kode	: F-111
Fungsi	: menampung ethyl alkohol
Tipe	: silinder tegak, tutup bawah datar dan tutup atas standard dished
Volume	: 16269,37882 cuft = 2520,67 m ³
Diameter	: 20 ft
Tinggi	: 60 ft
Tebal Shell	: Course 1 = 1/2 in Course 2 = 7/16 in Course 3 = 3/8 in Course 4 = 5/16 in Course 5 = 5/16 in Course 6 = 1/4 in Course 7 = 1/4 in Course 8 = 3/16 in
Tebal tutup atas	: 3/16 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 7 buah

2. Pompa (L-112)

No. Kode	: L-112
Fungsi	: Memompa etanol ke vaporizer
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 67,618 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 1 atm
Discharge pressure	: 6 atm
Beda ketinggian	: 30 ft



Ukuran pipa	: 2,5 in OD, sch 40
Power pompa	: 1,7 hp
Jumlah	: 1 buah
3. Vaporizer	
No. Kode	: V-113
Fungsi	: menguapkan ethanol pada suhu 303°C
Tipe	: silinder vertical, tutup dished dilegkapi dengan jaket pemanas
Dimensi shell :	
Diameter shell	: 9 ft
Tinggi	: 36 ft
Tebal shell	: 3/4 in
Dimensi tutup :	
Tebal tutup dished	: 1 7/8 in
Bahan kosntruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah tangki	: 1 buah
Jaket Pemanas :	
Diameter jaket	: 19,11 ft
Tinggi jaket	: 40,74 ft
Jacket spacing	: 0,06 in
Jumlah	: 1 buah
4. Reaktor (R-110)	
Kode Alat	: R-110
Fungsi	: Tempat reaksi Hydrotrething
Tipe	: Fixed Bed Multitube
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 285 Grade C
Jumlah	: 1 unit
Katalis	: CuCr
Shell side	
Tinggi	: 6,46 m
Diameter	: 5 m
Jumlah	: 1 buah



Tube side	
Tinggi	: 5 m
Diameter luar	: 1,5 m
Jumlah	: 6816 tube
Jumlah	: 1 buah

II. Tahap pembuatan asetaldehida

1. Heat Exchanger (E-211)

No. kode	: E-211
Fungsi	: menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank
Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 92165,33lb/jam
Suhu Pendingin	: 86°F
Suhu Bahan	: 626°F
LMTD	: 392,26°F
RD	: 0,0012
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 1
Nt	: 26
OD	: 3/4in
ID	: 8in
Passes	: 2
Panjang	: Tube 16ft
Jumlah	: 1 buah

2. Heat Exchanger (E-212)

No. kode	: E-212
Fungsi	: menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank



Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 34085,08 /jam
Suhu Pendingin	: 86 °F
Suhu Bahan	: 387 °F
LMTD	: 133 °F
RD	: 0,0012
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 1
Nt	: 26
OD	: ¾ in
ID	: 8 in
Passes	: 2
Panjang tube	: 16 ft
Jumlah	: 1 buah

3. Pompa (L-213)

No. Kode	: L-213
Fungsi	: Memompa etanol ke HE E-113
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 145,94 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 6 atm
Discharge pressure	: 6 atm
Beda ketinggian	: 50 ft
Ukuran pipa	: 6,63 in OD, sch 40
Power pompa	: 2,39 hp
Jumlah	: 1 buah



4. Heat Exchanger (E-214)

No. kode	: E-214
Fungsi	: Menaikkan suhu bahan sebelum masuk kolom distilasi D-310
Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger
Kapasitas	: 466858,16 lb /jam
Suhu pemanas	: 399,2 °F
Suhu Bahan	: 98,6 °F
LMTD	: 16,84 °F
RD	: 0,0002
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 1
Nt	: 1330
OD	: $\frac{3}{4}$ in
ID	: 8 in
Passes	: 2
Panjang Tube	: 16 ft
Jumlah	: 1 buah

5. Kolom absorber (D-220)

Nomor kode	: D-220
Fungsi	: untuk menyerap komponen asetaldehida dan etanol yang terkandung dalam campuran gas. Pelarut yang digunakan adalah air
Type	: Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish dilengkapi dengan packing rasching ring dan sparger
Dimensi tangki volume	: 223,96 cuft
Diameter	: 4 in



Tinggi	: 21,80481159 in
Tebal shell	: 5/16 in
Tebal tutup atas	: 5/8 in
Tebal tutup bawah	: 5/8 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	: 1 buah
Spesifikasi packing	: Digunakan packing jenis rasching ring dengan spesifikasi standar. Packing disusun secara acak (randomize)
Ukuran packing	: 1 in
Tebal packing	: 1/8 in
Jumlah packing	: 2051,676 buah
Bahan konstruksi	: Ceramic Stoneware
Sparger	:
Type	: Standard Perforated pipe
Bahan konstruksi	: Comercial steel
Bagian atas	
Diameter lubang	: 4,57 mm
Jumlah cabang	: 20 buah
Lubang tiap cabang	: 67 buah
Bagian bawah	
Diameter lubang	: 3,60 mm
Jumlah cabang	: 20 buah
Lubang tiap cabang	: 85 buah
Jumlah	: 1 buah

6. Kolom distilasi (D-310)

Kode	: D-310
Fungsi	: Memisahkan Asetaldehida dari etanol, air, etil asetat, butanol dan asam asetat berdasarkan titik didih
Kapasitas	: 8692,86 kg/jam
Bahan	: SA 353



Spesifikasi Plate

Type of tray	: Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	: 1,930 m
Tray spacing	: 0,5 m
Active area	: 2,2212 m ²
Hole area	: 0,1555 m ²
Downcomer area	: 0,3507 m ²
Number of tray	: 94
Tinggi Kolom	: 48 m
Jumlah	: 1 buah

7. Kondensor (E-311)

No. kode	: E-311
Fungsi	: mengkondensasikan vapor yang keluar dari distilasi
Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 21023,32 lb/jam
Suhu Pendingin : 86°F	
Suhu Bahan	: 334 °F
LMTD	: 227 °F
RD	: 0,0006
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah : 1	
BWG	: 18
Pitch	: 1
Nt	: 26
OD	: 3/4in
ID	: 8in
Passes	: 2
Panjang Tube	: 16ft
Jumlah	: 1 buah



8. Akumulator (F-312)

No. Kode	: F-312
Fungsi	:menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	: silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	: 2807,16 cuft = 79,49 m ³
Diameter	: 10ft
Panjang	: 44,05 ft
Tebal Shell	: 7/8in
Tebal tutup atas	: 1 3/8 in
Tebal tutup bawah	: 1 3/8 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

9. Pompa (L-313)

No.Kode	: L-313
Fungsi	: Memompa refluks hasil kolom distilasi 1 ke D-310
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 80,80 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 10 ft
Ukuran pipa	: 5,563 in OD ; sch40
Power pompa	: 1,25 hp
Jumlah	: 1 buah

10. Reboiler (E-314)

No. Kode	: E-314
Fungsi	: Memanaskan kembali hasil bottom produk D-310
Type	: 1-2 Shell & tube heat exchange



Tube :	
OD	: 3/4
Panjang	: 16ft
Pitch	: 1
Jumlah Tube, Nt	: 277
Passes	: 1
Shell :	
ID	: 21,25in
Passes	: 1
Heat exchanger Area, A	: 870,0016 ft ²
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

III. Tahap isolasi etanol

1. Kolom distilasi

Kode	: D-320
Fungsi	: Memisahkan etil asetat dan etanol dari air, butanol dan asam asetat berdasarkan titik didih
Tipe	: Tray column
Kapasitas	: 15033,26kg/jam
Bahan	: SA 353
Spesifikasi Plate	
Type of tray	: Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	: 0,595 m
Tray spacing	: 0,5 m
Active area	: 0,2114 m ²
Hole area	: 0,0148 m ²
Downcomer area	: 0,0334 m ²
Number of tray	: 68
Tinggi Kolom	: 35 m
Jumlah	: 1 buah



2. Akumulator (F-322)

No. Kode	: F-322
Fungsi	: menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	: silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	: 65,95 cuft = 2m ³
Diameter	: 3ft
Panjang	: 13,43ft
Tebal Shell	: 3/8in
Tebal tutup atas	: 1/2 in
Tebal tutup bawah	: 1/2 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

3. Pompa (L-323)

No.Kode	: L-323
Fungsi	: Memompa reflux ke D-320
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 76,32 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 10ft
Ukuran pipa	: 5,6 in OD ; sch 40
Power pompa	: 1,25 hp
Jumlah	: 1 buah

4. Reboiler (E-324)

No. Kode	: E-324
Fungsi	: Memanaskan kembali hasil bottom produk D-320
Type	: 1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube :	



OD	: 3/4in
Panjang	: 16ft
Pitch	: 1
Jumlah Tube, Nt	: 32
Passes	: 1
Shell :	
ID	: 8 in
Passes	: 1
Heat exchanger Area, A	: 100,51 ft ²
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

5. Pompa (L-325)

No.Kode	: L-325
Fungsi	: Memompa top produk dari D-320 ke D-330
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 39,36 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 70ft
Ukuran pipa	: 4 in OD ; sch 40
Power pompa	: 1,72 hp
Jumlah	: 1 buah

6. Kolom distilasi (D-330)

Kode	: D-330
Fungsi	: Memisahkan etil asetat dari etanol dengan bantuan pelarut etilen glikol berdasarkan perbedaan titik didih
Tipe	: Tray colomn
Kapasitas	: 659,44 kg/jam
Bahan	: SA 353



Spesifikasi Plate

Type of tray	: Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	: 2,032 m
Tray spacing	: 0,5 m
Active area	: 2,4646 m ²
Hole area	: 0,1725 m ²
Downcomer area	: 0,3891 m ²
Number of tray	: 79
Tinggi Kolom	: 41 m
Jumlah	: 1 buah

7. Kondensor (E-331)

No. kode	: E-331
Fungsi	: mengkondensasikan vapor yang keluar dari distilasi
Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 55751,17 lb/jam
Suhu Pendingin	: 86°F
Suhu Bahan	: 564,8 °F
LMTD	: 460 °F
RD	: 0,0003
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 15/16
Nt	: 420
OD	: ¾ in
ID	: 23,25 in
Passes	: 2
Panjang Tube	: 16ft
Jumlah	: 1 buah



8. Akumulator (F-332)

No. Kode	: F-332
Fungsi	: menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	: silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	: 311,68 cuft = 9 m ³
Diameter	: 5 ft
Panjang	: 22,05 ft
Tebal Shell	: 1/2 in
Tebal tutup atas	: 3/4 in
Tebal tutup bawah	: 3/4 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

9. Pompa (L-333)

No.Kode	: L-333
Fungsi	: Memompa reflux ke D-330
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 31,0907 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 10 ft
Ukuran pipa	: 1,1 in OD ; sch 40
Power pompa	: 1,25 hp
Jumlah	: 1 buah

10. Reboiloer (E-334)

No. Kode	: E-334
Fungsi	: Memanaskan kembali hasil bottom produk D-320
Type	: 1-2 Shell & tube heat exchanger



Tube :	
OD	: 3/4
Panjang	: 16 ft
Pitch	: 1
Jumlah Tube, Nt	: 341
Passes	: 1
Shell :	
ID	: 23,25 in
Passes	: 1
Heat exchanger Area, A	: 1071,01 ft ²
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

11. Kolom distilasi (D-340)

Kode	: D-340
Fungsi	: Memisahkan atanol dari etilen glikol berdasarkan perbedaan titik didih
Tipe	: Tray colomn
Kapasitas	: 13911,44 kg/jam
Bahan	: SA 353
Spesifikasi Plate	
Type of tray	: Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	: 2,106 m
Tray spacing	: 0,5 m
Active area	: 2,6463 m ²
Hole area	: 0,1852m ²
Downcomer area	: 0,4178 m ²
Number of tray	: 77
Tinggi Kolom	: 40 m
Jumlah	: 1 buah



12. Kondensor (E-341)

No. kode	: E-341
Fungsi	: mengkondensasikan vapor yang keluar dari distilasi
Jenis	: Shell and Tube
Kapasitas	: 584640,62 lb/jam
Suhu Pendingin	: 86°F
Suhu Bahan	: 464 °F
LMTD	: 355 °F
RD	: 0,002
RD yang ditentukan	: 0,002
ΔP yang diijinkan	: Shell 2 psi, Tube 10 psi
Jumlah	: 1
BWG	: 18
Pitch	: 0,9378
Nt	: 692
OD	: $\frac{3}{4}$ in
ID	: 29 in
Passes	: 2
Panjang Tube	: 16 ft
Jumlah	: 1 buah

13. Akumulator (F-342)

No. Kode	: F-342
Fungsi	: menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	: silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	: 373,46 cuft = 11 m ³
Diameter	: 5 ft
Panjang	: 22,05 ft
Tebal Shell	: 1/2 in
Tebal tutup atas	: 3/4 in
Tebal tutup bawah	: 3/4 in
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 buah



14. Pompa (L-343)

No.Kode	: L-343
Fungsi	: Memompa reflux ke D-330
Tipe	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 37,2535 gpm
Material case	: Cast iron
Material rotor	: Carbon steel
Suction pressure	: 88,2 psia
Discharge pressure	: 88,2 psia
Beda ketinggian	: 10 ft
Ukuran pipa	: 4 in OD ; sch 40
Power pompa	: 1,25 hp
Jumlah	: 1 buah

15. Reboiloer (E-334)

No. Kode	: E-334
Fungsi	: Memanaskan kembali hasil bottom produk D-340
Type	: 1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube	
OD	: 3/4
Panjang	: 16 ft
Pitch	: 1
Jumlah Tube, Nt	: 341
Passes	: 1
Shell :	
ID	: 23,25 in
Passes	: 1
Heat exchanger Area, A	: 1071,01 ft ²
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 buah

BAB VI UTILITAS

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas dalam pabrik asetaldehida ini antara lain :

1. Air
Air pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol ini digunakan sebagai air umpan boiler, air sanitasi, dan air proses.
2. Steam
Steam dalam pabrik digunakan sebagai pemanas.
3. Listrik
Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses serta untuk penerangan.
4. Bahan bakar
Bahan bakar digunakan untuk bahan bakar boiler, pembangkit tenaga listrik

VI.1 AIR

Air adalah substansi kimia dengan rumus kimia H_2O , satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen. Air bersifat tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau pada kondisi standar, yaitu pada tekanan 100 kPa (1 bar) dan temperatur 273,15 K (0 °C). Zat kimia ini merupakan suatu pelarut yang penting, yang memiliki kemampuan untuk melarutkan banyak zat kimia lainnya, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan banyak macam molekul organik.

Kebutuhan air pabrik direncanakan diambil dari air sungai. Air adalah pelarut yang kuat, melarutkan banyak jenis zat kimia. Zat-zat yang bercampur dan larut dengan baik dalam air (misalnya garam-garam) disebut sebagai zat-zat hidrofilik.



Kelarutan suatu zat dalam air ditentukan oleh dapat tidaknya zat tersebut menandingi kekuatan gaya tarik-menarik listrik (gaya intermolekul dipol-dipol) antara molekul-molekul air. Jika suatu zat tidak mampu menandingi gaya tarik-menarik antar molekul air, molekul-molekul zat tersebut tidak larut dan akan mengendap dalam air. Oleh karena itu air merupakan solvent umum dan secara praktis semua zat bisa larut di dalamnya, maka sebelum digunakan air perlu diolah terlebih dahulu baik dengan cara penyaringan untuk menghilangkan kotoran – kotoran yang bersifat mikro maupun yang bersifat makro sebelum masuk ke penampung.

Air dalam bak penampung kemudian dilakukan pengolahan lebih lanjut yang disesuaikan dengan keperluan. Untuk menghemat pemakaian air diperlukan sirkulasi. Adapun kegunaan air dalam pabrik ini adalah :

1. Untuk air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya. Pada umumnya air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas yang ditentukan sebagai berikut :

- Syarat fisik :
 - Suhu : Dibawah suhu udara sekitar
 - Warna : Jernih
 - Rasa : Tidak berasa
 - Bau : Tidak berbau
 - Kekeruhan : Kurang dari 1 mgr SiO_2 / liter
- Syarat kimia :
 - pH = 6,5 – 8,5
 - Kesadahan kurang dari 70 CaCO_3
 - Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
 - Tidak mengandung zat-zat beracun
 - Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, Hg



➤ Syarat Biologi :

- Tidak mengandung kuman dan bakteri, terutama bakteri patogen
- Bakteri *Echerichia Coli* kurang dari 1/100 ml.

2. Untuk air pendingin

Sebagian besar air digunakan sebagai air pendingin karena dipengaruhi oleh faktor- faktor sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- Mudah diatur dan dijernihkan
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
- Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur dingin
- Tidak terdekomposisi

Syarat air pendingin tidak boleh mengandung :

- Hardness
Memberikan kecenderungan membentuk kerak pada alat-alat proses.
- Besi
Menyebabkan korosi pada alat.
- Silika
Menyebabkan pembentukan kerak.
- Minyak
Menyebabkan terganggunya film corossion pada inhibitor, menurunkan heat transfer dan memicu pertumbuhan mikroorganisme.

Mengingat kebutuhan air pendingin cukup besar, maka perlu digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air yang diambil dari sungai dengan memakai cooling water.

3. Untuk air proses

Air proses adalah air yang dipakai sebagai bahan baku dan bahan pembantu proses. Beberapa hal yang harus diperhatikan untuk air proses adalah :



- Alkalinitas
- Kekeruhan
- Warna
- Air yang digunakan tidak mengandung Fe dan Mn

4. Untuk air umpan boiler

Air umpan boiler adalah air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, dimana telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan, walaupun air terlihat bening atau jernih, namun pada umumnya masih mengandung larutan garam dan asam yang dapat merusak peralatan boiler. Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- pH = 8,5 – 9,5
- Hardness = 1 ppm sebagai CaCO_3
- O_2 terlarut = 0,02 ppm
- CO_2 terlarut = 25 ppm
- Fe^{3+} = 0,05 ppm
- Ca^{2+} = 0,01 ppm
- SiO_2 = 0,1 ppm
- Cl_2 = 4,2 ppm

Hal – hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air umpan boiler adalah:

- Zat – zat penyebab korosi

Korosi dalam ketel disebabkan karena tidak sempurnanya pengaturan pH dan penghilangan oksigen, penggunaan kembali air kondensat yang banyak mengandung bahan-bahan pembentuk karat dan korosi yang terjadi selama ketel tidak dioperasikan.

- Zat penyebab ‘scale foaming’

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika (Alerts, G., Santika, S.S., 1987).

- Zat penyebab foaming

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan busa (*foam*) pada boiler, karena adanya zat – zat



organik, anorganik dan zat tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusakan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

Sebelum air dari unit pengolahan air digunakan sebagai umpan boiler, dilakukan pelunakan air. Adapun tujuannya adalah untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang mudah sekali membentuk kerak. Kerak akan menghalangi perpindahan proses panas sehingga akan menyebabkan *overheating* yang memusat dan menyebabkan pecahnya pipa.

IV.1.2 PROSES PENGOLAHAN AIR

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya :

1. Pengolahan secara fisika

Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara mengendapkan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai, yang sebelumnya disaring untuk mengurangi kotoran seperti sampah, dan lain-lain. Setelah itu dimasukkan dalam bak skimming, sehingga kotoran-kotoran seperti pasir akan mengendap, sedangkan air secara overflow dari skimming dialirkan ke bak koagulator dan flokulator.

2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan cara penambahan koagulan dan flokulan. Pada bak koagulator dan flokulator dilengkapi dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) dan pengadukan lambat (4-8 rpm). Dalam bak koagulator ditambahkan bahan kimia yaitu $Al_2(SO_4)_3 \cdot 8H_2O$ / tawas dan dalam bak flokulator ditambahkan $Ca(OH)_2$ dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai.

Setelah bahan-bahan tersebut ditambahkan dalam bak koagulator kemudian dilakukan pengadukan cepat agar air dapat bercampur dengan koagulan hingga merata. Kemudian dilanjutkan dengan pengadukan lambat untuk memperbesar flok-flok sehingga menjadi lebih berat dan lebih cepat mengendap ke bagian bawah. Dari bak flokulator secara overflow air dialirkan ke bak sedimentasi. Setelah dilakukan pengendapan pada bak sedimentasi kemudian air secara overflow masuk pada bak



penampungan. Air jernih yang dihasilkan pada bak penampungan secara overflow dialirkan ke dalam sand filter untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak terendapkan dengan sistem gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan jika dibandingkan dengan sistem pressure. Pada sistem gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan gesekan keras antara pasir, air dan dinding tangki yang dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit.

Untuk mendapatkan air sanitasi dari bak air bersih kemudian ditambahkan desinfektan (kaporit/ $\text{Ca}(\text{OCI})_2$) untuk membunuh kuman-kuman dan bakteri yang merugikan selanjutnya dipompa dan ditampung dalam bak air sanitasi. Air sanitasi dipompa dan dapat digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya. Untuk air pendingin, air dari bak air bersih dipompa menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendinginan dengan mendistribusikannya melalui pompa. Pada atmospheric cooling tower berfungsi untuk mendinginkan air pendingin yang telah digunakan dan akan disirkulasi.

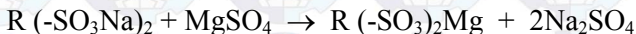
Pelunakan air untuk mengurangi kesadahan

Air umpan boiler sebelum digunakan memerlukan pengolahan terlebih dahulu, pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan pertukaran ion dalam kation. Mula-mula air bersih dari bak penampungan air bersih dipompa kemudian dilewatkan pada kation exchanger untuk penyaringan ion-ion (+) dimana ion-ion yang dapat menyebabkan terjadinya kerak pada



sistem perpipaan terutama pada peralatan pabrik dengan menggunakan bed Na.

Reaksi pada Kation Exchanger :



Kemudian didistribusikan ke bak air proses, bak air umpan boiler air bebas dari ion-ion kesadahan yang mengganggu.

VI.2 STEAM

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. Steam digunakan sebagai media pemanas. Steam yang digunakan dalam pabrik ini adalah steam jenuh (*saturated steam*).

VI.3 LISTRIK

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik asetaldehida ini diperoleh dari dua sumber, yaitu:

- Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi. Daya yang dihasilkan dari PLTD ini sebesar 250 kVA, 50 Hz.
- Perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari pabrik asetaldehida ini. Daya yang diperoleh dari PLN sebesar 2,8 kVA dimana pemakaiannya diturunkan 380 Volt dengan menggunakan trafo step down.

VI.4 BAHAN BAKAR

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik asetaldehida ini ada 2, yaitu minyak IDO (Industrial Diesel Oil) dan solar. Jika minyak IDO tidak mencukupi untuk bahan bakar diesel dan boiler maka digunakan bahan bakar solar. Minyak IDO dipompakan ke boiler dengan menggunakan gear pump, dimana kebutuhan untuk



minyak IDO sebesar 2000-3000 liter/hari yang diperoleh dari Pertamina.

VI.5 PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR

A. Air sanitasi

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak 0,2 m³/hari untuk tiap karyawan (Kemmer.N.Frank., hal 351).

Jumlah karyawan	:	300 orang
Kebutuhan air untuk 300 karyawan	:	60 m ³ /hari
Cadangan (10%)	:	6 m ³ /hari
Total	:	66 m³/hari

Untuk kebutuhan laboratorium, taman, *service water*, *hydrant* diperlukan air sebanyak 40% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

Kebutuhan lain-lain	:	24 m ³ /hari
Kebutuhan air sanitasi pabrik	:	90 m³/hari = 3.75 m³/jam

B. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini meliputi :

No	Nama Peralatan	Kebutuhan Air (m ³ /jam)
1	Cooler (E-211)	1264444
2	Cooler (E-212)	1264444
3	Kondensor (E-311)	3456782
4	Kondensor (E-321)	3678561
5	Kondensor (E-331)	3555128
6	Kondensor (E-341)	3456782
TOTAL		16676141

Air pendingin yang dibutuhkan :

$$= \frac{\text{rate massa air}}{\rho}$$

ρ



$$\begin{aligned} &= \frac{16676141}{995,68} \\ &= 16748,49 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 401963,86 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Kebutuhan make up air pendingin :

$$\begin{aligned} &= 10\% \times 401963,86 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 40196,38 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

C. Air Umpan Boiler

Air yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan
Kebutuhan air pada pabrik ini meliputi :

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (m ³ /jam)
1.	Vaporizer (V-113)	5838418,04
2.	Heat Exchanger 1 (E-214)	13693313,4
3.	Reboiler (E-314)	23354588,5
4.	Reboiler (E-324)	135413,281
4.	Reboiler (E-334)	23443991,6
5.	Reboiler (E-344)	23354588,5
Total		89820313,5

Air umpan boiler yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan :
rate massa air

$$\begin{aligned} &= \frac{\rho}{995,68} \\ &= \frac{89820313,5}{995,68} \\ &= 90210,02 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2165040,4 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Kebutuhan make up air umpan boiler :
 $= 20\% \times 2165040,4 \text{ m}^3/\text{hari}$



$$= 433008,09 \text{ m}^3/\text{hari}$$

D. Air Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik ini :

Absorber (D-220) = $204305,8 \text{ m}^3/\text{jam}$

Air proses yang dibutuhkan:

$$= \frac{\text{rate massa air}}$$

$$= \frac{\rho}{204305,8}$$

$$= 995,68$$

$$= 205,19 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 4924,6 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Air sungai yang diambil dari perhari:

- | | | | | |
|--------------------------|---|-----------|--------------------------|---|
| 1. air sanitasi | = | 90 | m^3/hari | |
| 2. air make up pendingin | = | 40196,38 | m^3/hari | |
| 3. air makeup boiler | = | 433008,09 | m^3/hari | |
| 4. air proses | = | 4924,6 | m^3/hari | + |

Total	=	478219,07	m^3/hari
-------	---	-----------	--------------------------

VI.2 Steam

Pada pabrik asetaldehida ini, steam mempunyai peranan yang sangat penting. Steam yang digunakan adalah saturated steam. Kebutuhan steam untuk pabrik asetaldehida adalah sebagai berikut:

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Vaporizer (V-113)	5838418,04
2.	Heat Exchanger 1 (E-214)	13693313,4
3.	Reboiler (E-314)	23354588,5
4.	Reboiler (E-324)	135413,281
5.	Reboiler (E-334)	23443991,6
6.	Reboiler (E-334)	23354588,5
Total		89820313,5

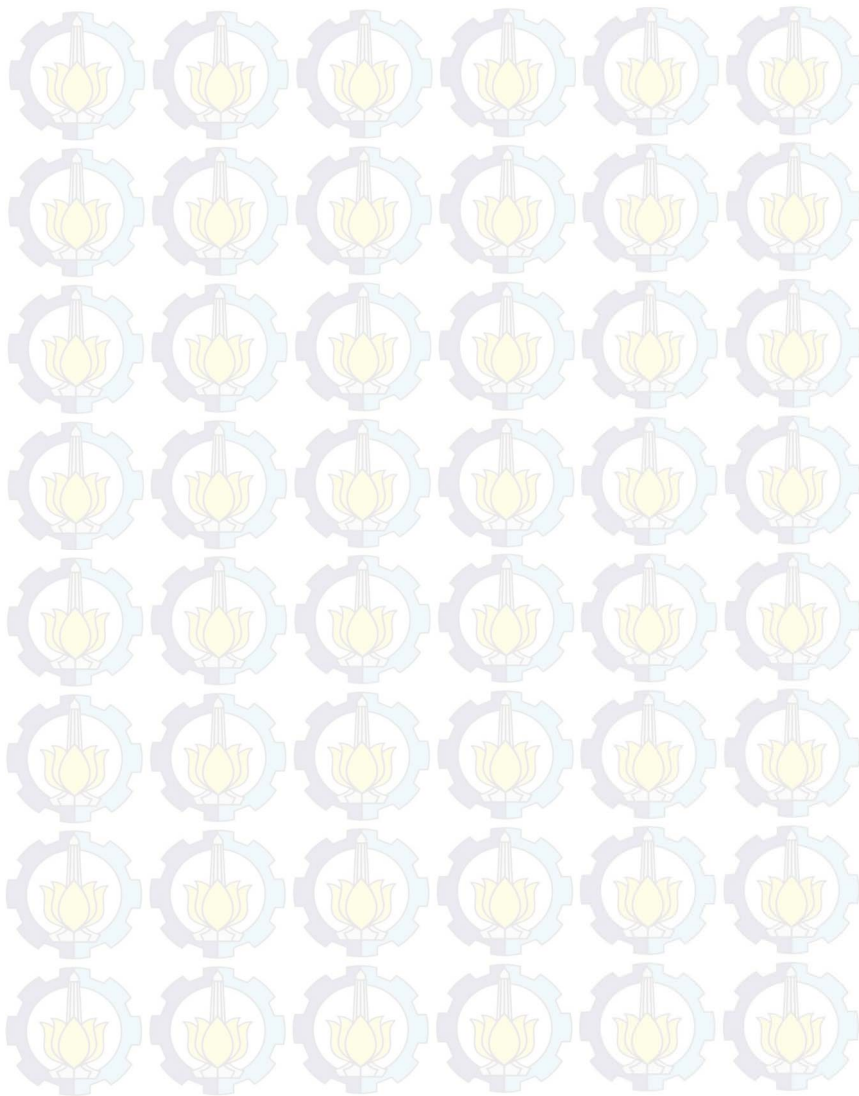


VI.3 Listrik

Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh jaringan PLN dan sebagai cadangan dipakai generator set untuk mengatasi keadaan bila sewaktu – waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing – masing ruangan atau halaman di sekitar pabrik yang memerlukan penerangan. Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh dua sumber, yaitu:

a. Perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari pabrik asetaldehida ini.

Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik dari PLN padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi



BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja adalah segala upaya atau pemikiran yang ditujukan untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani tenaga kerja khususnya dan manusia pada umumnya. Pada pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol ini kesehatan dan keselamatan kerja merupakan bagian yang mendapat perhatian khusus, oleh karena itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk menghindari dan menimbulkan terjadinya kecelakaan kerja serta untuk meningkatkan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan. Tujuan dari kesehatan dan keselamatan kerja ditinjau dari berbagai pendekatan, antara lain :

1. Pendekatan kemanusiaan
Berupaya mencegah terjadinya penderitaan bagi tenaga kerja dan ikut serta menciptakan terwujudnya kesejahteraan hidup.
2. Pendekatan ekonomis
3. Berupaya meningkatkan keuntungan dengan menghindarkan kerugian bagi tenaga kerja dan perusahaan.
4. Pendekatan sosial
Berupaya menghindarkan kerugian bagi masyarakat baik langsung maupun tidak langsung.

Menurut UU No.1 Th. 1970 yang dimaksud dengan keselamatan kerja, yaitu :

1. Agar para pekerja dan orang lain yang berada di lokasi pekerjaan tetap sehat dan selamat.
2. Melindungi sumber – sumber produksi agar terpelihara dengan baik dan dipergunakan secara efisien.
3. Melindungi agar proses produksi berjalan lancar tanpa hambatan apapun.



4. Kesehatan dan keselamatan kerja memerlukan tanggung jawab dari semua pihak karena hal ini tergantung dari Direksi, tingkah laku karyawan, keadaan peralatan atau lingkungan kerja itu sendiri.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain :

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.
3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

VII.1.1. Sebab- Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Secara umum, terjadinya kecelakaan disebabkan oleh hal-hal sebagai berikut:

1. Lingkungan Fisik

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain. Kecelakaan terjadi akibat dari:

- Kesalahan perencanaan.
- Aus atau rusak nya peralatan.
- Kesalahan pada waktu pembelian.
- Terjadinya ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat.
- Lingkungan kerja yang tidak memenuhi persyaratan seperti panas, lambat, bising dan salah penerangan.



2. Manusia

Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) dapat terjadi akibat beberapa hal, yang antara lain adalah sebagai berikut :

- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.

3. Sistem Manajemen

Kecelakaan yang disebabkan karena sistem manajemen, dapat terjadi akibat beberapa hal di bawah ini, yaitu:

- Kurangnya perhatian manajer terhadap keselamatan kerja.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi.
- Kurangnya sistem penanggulangan terhadap bahaya.
- Kurangnya penerapan prosedur yang baik.
- Tidak adanya inspeksi peralatan.

VII.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Asetaldehida terdiri dari :

Usaha untuk meningkatkan keselamatan dan kesehatan kerja di lokasi pabrik asetaldehida, yaitu dengan diperhatikannya tindakan pencegahan terhadap tiga faktor utama penyebab kecelakaan tersebut, diantaranya:

1. Lingkungan Fisik

Cara menanggulangi bahaya kecelakaan kerja yang ditimbulkan oleh lingkungan fisik dapat disesuaikan dengan jenis bahayanya, yaitu:

1. Bahaya dalam proses *plant*
Dalam design proses harus diperhatikan *flammable* dan *Explosive*, desain peralatan harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang akan diolah maupun produk yang dihasilkan.
 2. Bahaya Kebocoran
Kebocoran yang terjadi terutama pada sambungan pipa. Perpipaan diletakkan di atas permukaan tanah dan bila
-



terpaksa dipasang dibawah tanah, maka harus dilengkapi dengan *fire stop* dan *drainage* (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah adanya bakteri yang dapat masuk kedalam bahan baku sehingga menurunkan kualitas dan kuantitas produk. Dan juga susunan *valve* dan perpipaan yang baik sangat membantu keselamatan kerja.

3. Bahaya *thermis*

Peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi harus diberi isolasi, untuk menghindari terjadinya kecelakaan dan menghindari kehilangan panas yang dibutuhkan alat tersebut. Untuk menghindari suhu ruangan yang terlalu tinggi maka perlu adanya ventilasi udara yang cukup pada ruangan tersebut, sebab bila suhu ruangan tinggi akan menimbulkan kondisi cepat lelah para pekerja dan dapat menurunkan efisiensi kerja.

4. Bahaya kebakaran

Terjadinya kebakaran dapat disebabkan oleh:

- Kemungkinan nyala terbuka dari unit utilitas, laboratorium, dan lain-lain.
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak.

Untuk mengatasi kemungkinan tersebut dilakukan :

- Melarang kegiatan merokok di daerah yang mudah terbakar
- Menempatkan alat pemadam kebakaran dan *hydrant* pada daerah rawan kebakaran.
- Pemasangan isolasi pada seluruh kabel transmisi yang ada.

2. Manusia/Karyawan

Bahaya yang diakibatkan oleh manusia/karyawan dapat dicegah dengan beberapa cara, yaitu sebagai berikut:

1. Pada waktu *maintenance* ataupun pada waktu *shut down* para pekerja harus menggunakan alat pelindung



diri, seperti helm, sarung tangan, masker dan lain sebagainya disesuaikan dengan kebutuhan.

2. Memberikan pengumuman-pengumuman penting yang berhubungan dengan keselamatan dan kesehatan kerja.
3. Pemberian pengarahan, training *Fire Fighting Brigade* (FFB) yang dilakukan 1 kali dalam seminggu untuk menangani bila sewaktu – waktu terjadi kebakaran dan bahan baku petunjuk keselamatan kerja tentang diri sendiri, bahan kimia dan lain-lain.
4. Memberikan dan mengawasi kelengkapan alat pelindung diri karyawan sebelum memasuki lokasi pabrik.
5. Adanya poliklinik mempunyai sarana yang dapat memadai dalam memberikan pertolongan darurat. Selain itu setiap karyawan harus memahami cara memberikan pertolongan pertama bila ada kecelakaan.

VII.2.1 Keselamatan Karyawan di area Pabrik Asetaldehida

1. Pada daerah tangki penyimpanan, perpipaan, dan perpompaan
Pada kawasan ini pekerja/ karyawan diwajibkan menggunakan:
 - Alat pelindung kaki :
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas dan terlindung dari kebocoran tangki.
 - Alat pelindung kepala :
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.



- Alat pelindung mata :
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, dan melindungi mata jika terjadi kebocoran pada tangki yang akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - Alat pelindung tangan :
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik), serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda–benda panas)
 - Alat pelindung badan :
Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada tangki penampung yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C dan aliran panas.
2. Pada daerah *Heat Exchanger* dan *reboiler*
Pada kawasan ini pekerja/karyawan diwajibkan menggunakan :
- Alat pelindung mata :
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - Alat pelindung tangan :
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi).



-
- Alat pelindung kaki :
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas/terlalu panasnya pipa HE atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.
 - Alat pelindung kepala :
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.
 - Alat pelindung telinga :
Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan ear muf (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya. Diberikan kepada karyawan operator peralatan (mesin) terutama yang ber rpm tinggi.
 - Alat pelindung badan :
Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C terutama pada daerah heater dan reboiler selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.
3. Pada daerah Reaktor, vaporizer, menara distilasi :
Pada kawasan ini sama karyawan diwajibkan menggunakan :
- Alat pelindung mata :
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - Alat pelindung tangan :
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang
-



bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi).

- Alat pelindung kaki :
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas/terlalu panasnya tangki atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.
- Alat pelindung kepala :
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.
- Alat pelindung badan :
Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan / reaktor yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.

VII.2.2. Hal – hal yang harus diperhatikan

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat – alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya – bahaya kebakaran, kerusakan akibat cuaca, gempa , petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.



b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

c. Alat – alat bergerak

Alat – alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah.

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya : Boiler, Cooler, Heater dan sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan factor keselamatan harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), factor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peran penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruang tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat-aay control yang sesuai.

e. Sistem perpipaan

Pipa – pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa – pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti belokan – U (U – bed), tee, juga pemilihan *valve* yang sesuai



untuk menghindarkan peledakan yang diakibatkan oleh pemuatan pipa

f. Sistem kelistrikan

Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekring) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu – waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit – unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing – masing , juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan kerja (K-3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya atau larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengandemikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

VII.2.3 Sistem yang digunakan di pabrik asetaldehida

1. Sistem alarm pabrik

Sistem alarm dalam pabrik digunakan untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya. Sehingga apabila terjadi bahaya sewaktu-waktu pada karyawan dapat segera mengetahui.

2. Sistem komunikasi

Yaitu tersedianya alat komunikasi yang menghubungkan antar unit baik dengan sistem telepon maupun dengan sistem *wireless*



yang diset berdasarkan tempat-tempat yang telah ditentukan untuk start, stop, dan *emergency* pengoperasian.

3. Motor listrik

Motor listrik berfungsi untuk melindungi dari kegagalan tenaga untuk sementara.

4. Sistem Management

Sistem manajemen mempunyai peran yang besar bagi karyawan dan staff ahli yang saling mendukung satu sama lain. Juga kedisiplinan di dalam menjalankan tugas untuk kerjasama dalam mencapai tujuan keselamatan dan kesehatan kerja.

Sistem management yang benar meliputi:

- Melaksanakan prosedur kerja dengan menggunakan buku pedoman Keselamatan Kerja.
- Pokok-pokok kebijaksanaan direksi dalam bidang K3.
- Membuat usaha-usaha untuk mengatasi bahaya yang mungkin timbul di tempat kerja.

5. Penggunaan Alat pelindung diri (APD)

Menurut Undang-Undang Keselamatan Kerja No.1 tahun 1970 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat perlindungan diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing.

Alat pelindung diri (APD) bukan merupakan alat untuk menghilangkan bahaya di tempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diijinkan.

Syarat – syarat Alat Pelindung Diri adalah:

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.



2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.
4. Tidak mengganggu gerakan – gerakan yang diperlukan.
5. Tahan lama dan pemeliharannya mudah.

Jenis – jenis Alat Pelindung Diri adalah sebagai berikut:

1. Topi keselamatan (*safety head*) Untuk melindungi kepala terhadap benturan, kemungkinan tertimpa benda – benda yang jatuh, melindungi bagian kepala dari kejutan listrik ataupun terhadap kemungkinan terkena bahan kimia yang berbahaya. Digunakan selama jam kerja di daerah instalasi pabrik.
2. Alat pelindung mata (*eye goggle*)
Untuk melindungi mata terhadap benda yang melayang, percikan, bahan kimia, dan cahaya yang menyilaukan. Digunakan pada saat :
 - Di daerah berdebu.
 - Menggerinda, mamahat, menebor, membubut, dan mem – *frais*.
 - Di mana terdapat bahan atau menangani bahan kimia yang berbahaya, termasuk asam atau alkali.
 - Pengelasan.
3. Alat pelindung muka
Untuk melindungi muka (dari dahi sampai batas leher)
 - Pelindung muka yang tahan terhadap bahan kimia yang berbahaya (warna kuning. Digunakan pada saat menangani bahan asam atau alkali).
 - Pelindung muka terhadap pancaran panas (warna abu – abu). Digunakan di tempat kerja di mana pancaran panas dapat membahayakan pekerja.
 - Pelindung muka terhadap pancaran sinar ultra violet dan infra merah.
4. Alat pelindung telinga
Untuk melindungi telinga terhadap kebisingan di mana bila alat tersebut tidak digunakan dapat menurunkan daya



pendengaran dan menyebabkan ketulian yang bersifat tetap. Macam dari alat pelindung pendengaran ini adalah:

- *Ear plug* : digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB.
- *Ear muff* : digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB.

5. Alat pelindung pernafasan

Terdapat dua jenis alat pelindung pernafasan (respirator) yaitu:

- *Air purifying respirator*
- *Air supplying respirator*

Sedangkan alat yang digunakan pada pabrik ini adalah *Air purifying respirator* yang berfungsi untuk melindungi pemakainya dari debu, gas-gas, uap, dan kabut. Alat ini juga dipakai bila toksinitas zat kimia dan kadarnya dalam udara tempat bekerja rendah. Alat ini bekerja dengan cara filtrasi dan adsorpsi.

6. Sarung tangan

Digunakan untuk melindungi tangan terhadap bahaya fisik, kimia, dan listrik.

- Sarung tangan kulit
Dipakai apabila para pekerja tengah bekerja dengan benda yang kasar dan tajam. *Pabrik*
 - Sarung tangan asbes
Digunakan apabila bekerja dengan benda yang panas.
 - Sarung tangan katun
Digunakan apabila bekerja dengan peralatan oksigen.
 - Sarung tangan karet
Digunakan apabila bekerja dengan bahan kimia yang berbahaya, korosif, dan iritatif.
 - Sarung tangan listrik
Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terkena bahaya listrik.
 - Sepatu pengaman
-



Digunakan untuk melindungi kaki terhadap gangguan yang membahayakan para pekerja di tempat kerja. Macam dari sepatu pengaman adalah:

- a. Sepatu keselamatan
Digunakan untuk melindungi kaki dari benda yang keras atau tajam, luka bakar yang disebabkan oleh bahan kimia yang korosif, tertembus benda tajam, serta untuk menjaga agar seseorang tidak jatuh terpeleset oleh air atau minyak.
- b. Sepatu karet
Digunakan untuk melindungi kaki terhadap bahan kimia yang berbahaya.
- c. Sepatu listrik
Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terdapat bahaya listrik.

- Baju pelindung
Digunakan untuk melindungi seluruh bagian tubuh terhadap berbagai gangguan yang dapat membahayakan para pekerja.

VII.3 Keselamatan Pada Alat-alat Pabrik

a. Pada Tangki Penampung

Pada tangki penampung, harus dilengkapi dengan sistem keamanan yang berupa:

- Pemberian Label dan spesifikasi bahannya.
- Serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3

b. Pada Pompa dan sistem perpipaan

Kemungkinan korosi yang terjadi pada pompa dan pipa adalah korosi uniform, korosi *caustic embrittlement*, dan korosi erosi yang disebabkan oleh aliran. Korosi Erosi dapat ditemukan pada sistem perpipaan (terutama pada *bend*, *elbow* dan *joint*), *valve*, pompa, *heat exchangers*,. Sedangkan korosi *caustic embrittlement* terjadi jika berada pada tekanan tinggi dan



lingkungan kimia yang banyak mengandung basa. Untuk mencegah adanya korosi tersebut, pada pompa digunakan logam yang lebih keras yang tahan terhadap korosi serta pengecekan secara berkala (setiap minggu) oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.

c. Pada *Heat Exchanger*

Pada area *Heat Exchanger* khususnya *Heater* dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada Boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

d. Pada area pabrik secara umum atau keseluruhan :

- Disediakan jalan diantara *plant-plant* yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (missal : kebakaran).
- Disediakan *hydrant* disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran.
- Memasang alarm disetiap *plant* (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat. Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi kejadian darurat.

BAB VIII

ALAT UKUR DAN INSTRUMENTASI

VIII.1 Alat Ukur secara Umum

Instrumentasi merupakan bagian terpenting dalam setiap proses industri kimia. Instrumentasi berfungsi untuk mengawasi /mengontrol kualitas dan kuantitas proses produksi. Instrumentasi ini dapat merupakan suatu petunjuk/indikator, perekam dan dapat pula berupa pengontrol/controller. Pabrik dilengkapi dengan instrumen yang digunakan untuk mengukur mencatat maupun untuk membetulkan penyimpangan yang terjadi pada variabel proses yang optimal yaitu suhu, aliran fluida, konsentrasi gas dan liquida.

Tujuan dan pemasangan peralatan instrumentasi adalah;

1. Untuk menjaga suatu proses instrumen agar tetap aman
2. Membantu mempermudah pengoperasian alat
3. Menjaga jalannya proses sehingga berada dalam batas operasi yang aman.
4. Mengetahui dengan cepat adanya gangguan, kerusakan dan kesalahan dalam operasi.
5. Menahan biaya produksi serendah mungkin dengan memperhatikan faktor lain
6. Menjaga kualitas produk yang baik dan sesuai dengan standard yang telah ditetapkan.

Dalam sistem pengendalian ada dua variabel proses, yaitu;

1. Variabel utama
yaitu variabel yang sangat penting berpengaruh dan mudah dikendalikan antara lain; tekanan, suhu, tinggi permukaan, dan laju alir.
2. Variabel lain
yaitu variabel yang diharapkan dapat dikendalikan melalui variabel utama. Variabel tersebut antara lain; konsentrasi, pH, kekentalan, dan rapat massa.

Pengendalian variabel proses tersebut dapat dilakukan secara manual maupun secara otomatis. Secara manual biasanya



peralatan yang dikontrol hanya diberi instrumen penunjuk saja. Sedangkan untuk instrumen otomatis diperlukan beberapa elemen, yaitu;

- **Sensor**
sensor adalah suatu alat yang sangat sensitif terhadap perubahan besaran fisik yang terjadi dalam suatu proses. Besaran fisik tersebut oleh sensor dirubah menjadi besaran lain yang setara dengan perubahan proses.
- **Elemen penguat**
elemen tersebut berfungsi sebagai pengubah besaran fisik dari sensor hingga langsung dapat dibaca dan diamati
- **Controller**
control elemen sering sebagai *controller* adalah alat pengukur yang berfungsi mengatur besaran proses supaya berada pada kondisi yang diinginkan dan menjaga peralatan untuk dapat beroperasi secara optimum sehingga kondisi operasi dapat dipertahankan konstan.
- **Final control**
final control berfungsi untuk mewujudkan signal koreksi dari kontroller menjadi aksi yang dapat mengembalikan kondisi variabel proses ke harga yang telah ditetapkan bila terjadi penyimpangan. Contoh; *valve*

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah *sensitivity*, *readability*, *accuracy*, *precision*, faktor ekonomi, bahan konstruksi dan pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi tertentu.

VIII.1.1 Alat – alat Control yang Banyak Digunakan dalam Bidang Industri

- **Pengatur suhu (temperatur)**
 1. *Temperature Controller (TC)*
berfungsi mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta



2. *Temperature Indicator* (TI)

berfungsi mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung

3. *Temperture Indicator Controller* (TIC)

berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan temperatur operasi

• **Pengaruh tekanan (*pressure*)**

1. *Pressure Indicator* (PI)

Berfungsi menunjukkan tekanan pada alat secara terus – menerus sesuai dengan kondisi yang diminta

2. *Pressure Controller* (PC)

berfungsi mengendalikan tekanan operasi sesuai dengankondisi yang diminta

3. *Pressure Indicator Controller* (PIC)

berfungsi mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus – menerus sesuai dengan yang diminta

• **Pengatur aliran (*flow*)**

1. *Flow Indicator Controller* (FIC)

berfungsi menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinyu

2. *Flow Indicator* (FI)

berfungsi menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan

3. *Flow Controller* (FC)

berfungsi mengendalikan laju aliran dalam peralatan

4. *Flow Recorder* (FR)

berfungsi mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus

5. *Flow Recorder Control* (FRC)

berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus – menerus.

• **Pengatur tinggi cairan**

1. *Level Indicator* (LI)

berfungsi mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat



2. *Level Controller* (LC)

berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari batas yang ditentukan

3. *Level Indicator Controller* (LIC)

berfungsi mencatat dan mengatur serta mengendalikan tinggi cairan suatu alat

Alat – alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol ini yaitu;

- Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
- Suku cadang mudah diperoleh
- Mudah dalam pengoperasiannya
- Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai



VIII.2 Sistem Instrumentasi pada pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol.

Sistem instrumentasi yang dipasang pada pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol adalah sebagai berikut :

No	Nama Alat	Kode alat	Instrumentasi
1	Vaporizer	V – 110	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Pressure indicator [PC]</i>
2	Reaktor	R – 120	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Flow controller [FC] Pressure indicator [PI]</i>
3	Kolom Absorber	D - 210	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Flow controller [FC] Temperature controller [TC] Pressure indicator [PC]</i>
4	Menara Distilasi I	D – 310	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Flow controller [FC] Temperature controller [TC] Pressure indicator [PC]</i>
5	Menara Distilasi II	D – 320	<i>Level indicator [LI] Temperature indicator [TI] Temperature controller [TC] Flow controller [FC] Temperature controller [TC] Pressure indicator [PC]</i>
6	Menara	D – 330	<i>Level indicator [LI]</i>



	Distilasi III		<i>Temperature indicator [TI]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Flow controller [FC]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Pressure indicator [PC]</i>
6	Menara Distilasi IV	D – 320	<i>Level indicator [LI]</i> <i>Temperature indicator [TI]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Flow controller [FC]</i> <i>Temperature controller [TC]</i> <i>Pressure indicator [PC]</i>
7	Storage tank	F – 111	<i>Level indicator [LI]</i> <i>Flow rate controller [FC]</i>

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Peraturan pemerintah republik Indonesia nomor 18 tahun 1999 menjelaskan bahwa Limbah adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan, mengandung bahan berbahaya dan/atau beracun yang karena sifat dan/atau konsentrasinya dan/atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, dapat mencemarkan dan/atau merusakkan lingkungan hidup, dan/atau dapat membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, kelangsungan hidup manusia serta makhluk hidup lain. Pengolahan limbah B3 adalah proses untuk mengubah karakteristik dan komposisi limbah B3 untuk menghilangkan dan/atau mengurangi sifat bahaya dan/atau sifat racun. Upaya pengelolaan limbah dapat dilakukan dengan melaksanakan konsep 4R, yaitu:

- Reduce, minimalisasi sampah dari sumber
- Reuse, memanfaatkan kembali limbah
- Recovery, melakukan upaya untuk perolehan kembali bahan-bahan yang berguna.
- Recycle, melakukan pemrosesan sehingga menghasilkan produk lainnya

Pengendalian pencemaran akan membawa dampak positif bagi lingkungan karena akan menyebabkan kesehatan masyarakat yang lebih baik, kenyamanan hidup lingkungan sekitar yang lebih tinggi, kerusakan materi yang rendah, dan yang penting adalah kerusakan lingkungan yang rendah. Factor utama yang harus diperhatikan dalam pengendalian pencemaran ialah karakteristik dari pencemar dan hal tersebut bergantung pada jenis dan konsentrasi senyawa yang dibebaskan ke lingkungan, kondisi geografis sumber pencemar, dan kondisi meteorologis lingkungan. Pada industri kimia umumnya menghasilkan 3 jenis limbah yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas.



Dalam pabrik asetaldehida dengan proses dehidrogenasi etanol selama proses produksi menghasilkan limbah, antara lain :

a. Limbah cair :

Limbah cair ini berupa waste water dari hasil samping reaksi dehidrogenasi. Water waste terdiri dari : 2-butanol, asam asetat dan air. Akan tetapi hasil samping 2-butanol masih memiliki nilai ekonomis sehingga diadakan proses pemisahan menggunakan *pervaporation* sehingga 2-butanol memiliki nilai jual yang lebih tinggi. Selain itu, limbah cair juga dihasilkan dari air sanitasi, blowdown boiler dan minyak pelumas bekas.

b. Limbah gas :

Limbah gas dihasilkan dari off gas absorber dan flue gas furnace. Off gas absorber mengandung uap air dan hydrogen, off gas absorber yang kaya akan H_2 ini dimanfaatkan untuk bahan bakar boiler. Sedangkan flue gas furnace mengandung O_2 , NO_2 , N_2 , dan H_2O .

Proses pengolahan limbah tersebut diatas adalah sebagai berikut :

a. Limbah cair :

- *Pervaporation*

Pervaporation adalah proses pemisahan butanol dengan air dengan teknologi membrane, karena permeabilitas butanol lebih tinggi dari air dan asam asetat dan sangat mungkin untuk mendapatkan butanol dengan kemurnian yang tinggi. Uap butanol dilewatkan membrane dan butanol akan lolos sebagai *permeate* sedangkan air dan asam asetat menjadi *retentate*. Dan *retentate* ini akan di kembalikan lagi sebagai feed proses *pervaporation*. Di pilih proses ini karena proses pemisahan dengan distilasi lebih membutuhkan banyak energi.

- Netralisasi

Netralisasi digunakan untuk mengolah air sanitasi dan air dari blowdown boiler. Hasil pengolahan ini diharapkan



memenuhi baku mutu lingkungannya yaitu pH 6-7 dan COD <40 mg/L. pengolahan secara netralisasi sebagai berikut pH dari limbah diukur dengan menggunakan converter. Jika pH berada pada rentang 6-9 maka air akan dibuang secara otomatis. Jika pH diluar rentang tersebut maka pH dilakukan injeksi bahan kimia.

- Jika pH > 9, maka diinjeksi HCl
- Jika pH < 6, maka diinjeksi NaOH

- Pengolahan limbah minyak pelumas bekas

Minyak pelumas yang telah terpakai untuk generator, pompa dan mesin lain dikumpulkan dan dijual kepada pengumpul pelumas bekas.

- Pengolahan limbah air buangan akhir proses dan limbah cair dari cyclone scrubber

Limbah cair yang mengandung carbon dan hydrogen diproses secara adsorpsi. Adsorpsi adalah proses dimana liquid atau gas dikontakkan pada permukaan padat (activated carbon). Activated carbon dibuat dari beberapa bahan yang mengandung carbon tinggi seperti batubara, kayu, dan tempurung kelapa. Activated carbon digunakan untuk mengadsorpsi terutama bahan-bahan organik bersama dengan beberapa komponen inorganic yang mempunyai berat molekul yang lebih besar seperti iodin dan merkuri.

- *Final check water point*

Unit ini digunakan untuk memantau air buangan yang telah diolah lalu dibuang ke sungai dengan bantuan gravitasi.

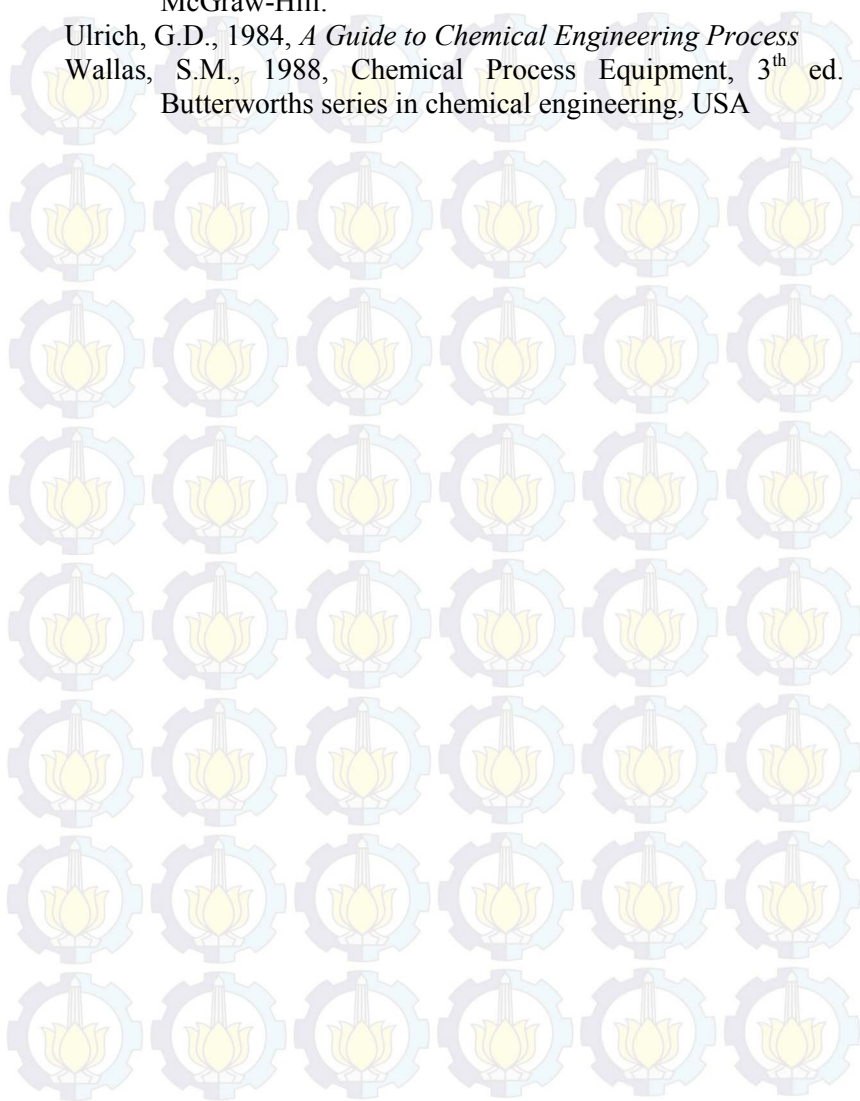
DAFTAR PUSTAKA

- Airgas, 2014. *Material Safety Data Sheet* (Carbon Monoxide MSDS)
- Airgas, 2014. *Material Safety Data Sheet* (Methane MSDS)
- Airgas, 2014. *Material Safety Data Sheet* (Hydrogen MSDS)
- Brownell, L.E., Young E.H., 1959. *Process Equipment Design Vessel Design*, Michigan
- Geankoplis, C.J., 2003, *Transport Process and Unit Operations*, 4th ed., Prentice Hall International, Tokyo
- Centreline, 2012. *Material Safety Data Sheet* (Copper Electrodes containing Chromium MSDS)
- Gunardson, Harold. 1998. *Industrial Gases in Petrochemical Processing*. New York : Marcel Dekker Inc
- Kern, D. Q. (1950). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill.
- Kirk, R.E. dan Othmer, D.F. 1967. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*, volume 1. New York: John Wiley and Sons Inc.
- McCabe, W. L. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill.
- McKetta, J.J.. 1976. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, volume 1, Marcel Dekkert, Inc., New York
- Design and Economic*. New York : John Wiley and Sons
- Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineers Handbook*. Kansas: McGraw-Hill.
- Richardson, C. (1993). *Chemical Engineering Design*. Amsterdam: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Sciencelab, 2010. *Material Safety Data Sheet* (Acetic Acid MSDS)
- Sciencelab, 2013. *Material Safety Data Sheet* (Ethyl Acetate MSDS)
- Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Colorado: McGraw-Hill.

Treybal, R. E. (1980). *Mass Transfer Operation*. Singapore: McGraw-Hill.

Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process*

Wallas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3th ed. Butterworths series in chemical engineering, USA



BAB X

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan dan perencanaan “Pabrik Asetaldehida dengan Proses Dehidrogenasi Etanol”, dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Rencana Operasi

Pabrik asetaldehida ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari /tahun, 24 jam /hari.

2. Kapasitas produksi

Kapasitas produksi pabrik asetaldehida ini sebesar 75000 ton asetaldehida/tahun = 250 ton asetaldehida/hari.

3. Bahan baku dan bahan pendukung

Bahan baku :

- Bahan baku utama pabrik ini adalah etanol

Bahan baku utama yang diperlukan sebesar 293280 kg etanol/hari

Bahan baku pendukung :

- Katalis Cu-Cr
- Etilen glikol sebesar 170000 kg etilen glikol/hari

4. Produk

Produk yang dihasilkan pabrik ini adalah asetaldehida 99 %

5. Utilitas

- air sanitasi = 90 m³ /hari
- air make up pendingin = 40196,38 m³ /hari
- air make up boiler = 433008,09 m³ /hari
- air proses = 4924,6 m³ /hari

6. Pengolahan Limbah

- Limbah Cair : waste water dari hasil samping reaksi Dehidrogenasi, air sanitasi, blowdown boiler dan minyak pelumas bekas.
- Limbah Gas : off gas absorber dan flue gas furnace

APENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas : 250 ton asetaldehida/hari
 Operasi : 300 hari/tahun, 24 jam/hari
 satuan massa : kg
 Basis waktu : 1 hari

Untuk kapasitas 250 ton asetaldehida/hari, dibutuhkan bahan baku etanol sebanyak 293280 kg etanol/hari atau 293,28 ton etanol/hari dengan data komposisi etanol sebagai berikut :

Tabel A.1 Komposisi etanol

Komponen	Fraksi massa	Bahan baku	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	0,96	293280,00	281548,80
H ₂ O	0,04	293280,00	11731,20
Total	1,00		293280,00

I. Tahap *Pre-Treatment*

I.1 *Feed tank* (F-111)

Fungsi : Untuk menampung bahan baku awal yang akan digunakan sebagai *feed* pada proses pembuatan asetaldehida.



Tabel A.2 Komposisi Bahan baku

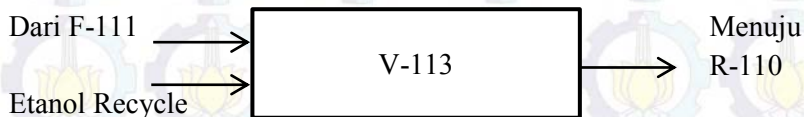
Komponen	Fraksi massa	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	0,96	281548,80
H ₂ O	0,04	11731,20

Tabel A.3 Neraca Massa Feed tank

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
Fresh etanol		Menuju V-113	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,80	CH ₃ CH ₂ OH	281548,80
H ₂ O	11731,20	H ₂ O	11731,20
	293280,00		293280,00
	293280,00		293280,00

I.2 Vaporizer (V-113)

Fungsi : Untuk merubah fase bahan baku menjadi fase gas.

**Tabel A.4** Komposisi Fresh etanol

Komponen	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	281548,8
H ₂ O	11731,2

Tabel A.5 Komposisi Aliran recycle

Komponen	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	154185,1
H ₂ O	3360,8

Neraca Massa total :

$$F + R = V + L$$

L = 0 karena bahan teruapkan semua, sehingga:

$$F + R = V$$

$$\text{Feed dari F-111} = 293280,0$$

$$\text{Aliran Recycle} = 157545,9 + 450825,9 \text{ kg}$$

Tabel A.6 Neraca Massa Vaporizer

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari F-111</u>		<u>Menuju R-110</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,8	CH ₃ CH ₂ OH	435733,9
H ₂ O	11731,2	H ₂ O	15092,0
	293280,0		450825,9
<u>Etanol Recycle</u>			
CH ₃ CH ₂ OH	154185,1		
H ₂ O	3360,8		
	157545,9		
	450825,93		450825,93

II. Tahap Pembuatan Asetaldehida

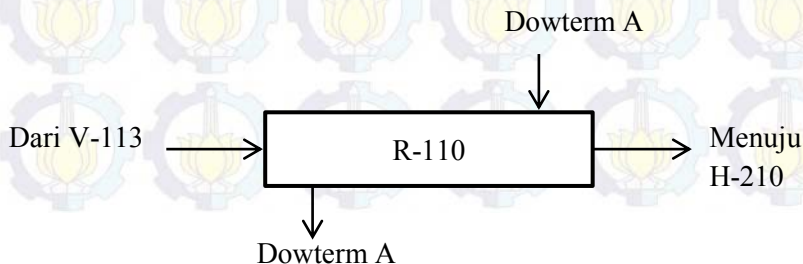
II.1 Reaktor (R-110)

Fungsi : Mereaksikan etanol menjadi asetaldehida dengan proses dehidrogenasi.

Tipe : Multi tubular fixed bed

Kondisi operasi : * Suhu = 330°C

* Tekanan = 6 atm



Tabel A.7 Komposisi feed reaktor

Komponen	Massa	BM
CH ₃ CH ₂ OH	435733,9	46,07
H ₂ O	15092,0	18,02

Dasar perhitungan yang digunakan berdasarkan

Massa etanol dalam feed = 435733,9 kg

$$\text{mol etanol sebelum reaksi} = \frac{\text{Massa etanol}}{\text{BM}} = \frac{435733,9}{46,07} = 9458,4 \text{ kmol}$$

Untuk komponen lainnya menggunakan cara yang sama.

Reaksi yang terjadi sebagai berikut :

Reaksi 1 dengan konversi Asetaldehida 60%



M	9458,40	-	-
R	5675,04	5675,04	5675,04
S	3783,36	5675,04	5675,04

Reaksi 2 dengan konversi Etil asetat 3,8%



M	3783,36	-	-
R	143,77	71,88	143,77
S	3639,59	71,88	143,77

Reaksi 3 dengan konversi Butanol 2,4%



M	3639,59	-	-
R	87,35	43,68	43,68
S	3552,24	43,68	43,68

Reaksi 4 dengan konversi Asam asetat 2,1%

$$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2$$

M	3552,24345	838	-	-
R	74,5971124	74,6	74,60	149,19
S	3477,64633	763	74,60	149,19

Tabel A.8 Komponen bahan keluar reaktor

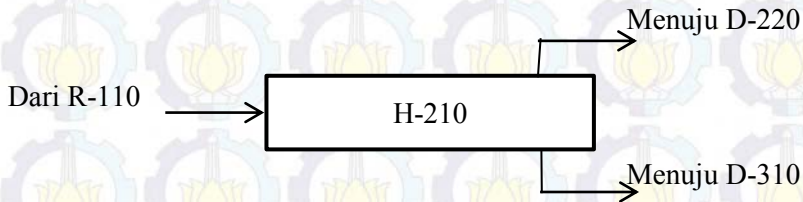
Komponen	Berat (kmol)	BM	Berat (kg)
CH ₃ CH ₂ OH	3477,65	46,07	160209,741
H ₂ O	806,81	18,02	14534,9617
CH ₃ CHO	5675,04	44,05	250000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	43,68	74,12	3237,20022
CH ₃ COOC ₂ H ₅	71,88	88,11	6333,68753
CH ₃ COOH	74,60	60,05	4479,5566
H ₂	5968,00	2,02	12030,7801

Tabel A.9 Neraca Massa Reaktor

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari V-113</u>		<u>Menuju H-210</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	435733,90	CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
H ₂ O	15092,03	H ₂ O	14534,96
	450825,93	CH ₃ CHO	250000,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	12030,78
			450825,93
Total	450825,93	Total	450825,93

II.2 Flash tank (H-210)

Fungsi : Memisahkan fase gas dan fase cair menggunakan perubahan tekanan secara mendadak



Tabel A.10 Komposisi feed flash tank

Komponen	Massa
CH ₃ CH ₂ OH	160209,7
H ₂ O	14535,0
CH ₃ CHO	250000,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,2
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,7
CH ₃ COOH	4479,6
H ₂	12030,8

Menghitung tekanan total dengan menggunakan *Antoine Coefficient*

Rumus mencari nilai tekanan total per komponen

Persamaan Antoine : $\ln P_v = A - \frac{B}{C + T}$

Dengan : P_v = tekanan saturated bahan (bar)

T = temperature operasi (°K)

A, B, C = konstanta Antoine

$$K_i = \frac{P_v}{P_{\text{total}}}$$

Koefisien dari National Institute of Standards and Technology :

Komponen	Antoine Coefficient		
	A	B	C
CH ₃ CH ₂ OH	5,247	1598,673	-46,424
H ₂ O	5,402	1838,675	-31,737
CH ₃ CHO	3,686	822,894	-69,899
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,329	1158,672	-104,683
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,228	1245,702	-55,189
CH ₃ COOH	4,682	1642,540	-39,764
H ₂	3,543	99,395	7,726

Didapatkan nilai K dan zi (fraksi mol) pada masing-masing komponen:

Komponen	ln Pv	Pv	Ki	zi
CH ₃ CH ₂ OH	-0,706	0,494	0,075	0,216
H ₂ O	-1,089	0,336	0,051	0,050
CH ₃ CHO	0,329	1,389	0,211	0,352
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	-1,180	0,307	0,047	0,003
CH ₃ COOC ₂ H ₅	-0,567	0,567	0,086	0,004
CH ₃ COOH	-1,286	0,276	0,042	0,005
H ₂	3,235	25,410	3,859	0,370

Dari data nilai K yang didapatkan, diketahui bahwa terdapat nilai K>1 dan nilai K<1 sehingga disebut *independent composition*.

Menurut Seader (2006) :

$$f_{\{\Psi\}} = \sum_{i=1}^C \frac{Z_i(1 - K_i)}{1 + \psi(K_i - 1)} = 0$$

untuk $\Psi = \frac{V}{F}$, dimana $K_i = K_i(T_v, P_v)$

$$0 = \frac{0,214(1 - 0,075)}{1 + \psi(0,75 - 1)} + \frac{0,059(1 - 0,051)}{1 + \psi(0,051 - 1)} + \frac{0,349(1 - 0,212)}{1 + \psi(0,212 - 1)} + \frac{0,003(1 - 0,047)}{1 + \psi(0,047 - 1)} \\ + \frac{0,004(1 - 0,087)}{1 + \psi(0,087 - 1)} + \frac{0,005(1 - 0,042)}{1 + \psi(0,042 - 1)} + \frac{0,367(1 - 3,875)}{1 + \psi(3,875 - 1)}$$

Sehingga didapatkan hasil $\Psi = \frac{V}{F} = 0,2094$

Dari tabel 4.4 Seader (2006)

Komposisi *vapor*

$$V = F \Psi$$

$$= 16117,7 \times 0,209 = 3375,04 \text{ kmol}$$

Komposisi *liquid*

$$L = F - V$$

$$= 16117,7 - 3375,04 = 12742,6 \text{ kmol}$$

Menentukan fraksi *vapor* dan *liquid*

$$x_i = \frac{Z_i}{1 + \Psi(K_i - 1)}$$

$$y_i = x_i \cdot K_i$$

sehingga dapat diketahui fraksi mol masing-masing komponen sebagai berikut :

Komponen	x_i	y_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,2676	0,0201
H_2O	0,0625	0,0032
CH_3CHO	0,4218	0,0890
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0034	0,0002
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0055	0,0005
CH_3COOH	0,0058	0,0002
H_2	0,2316	0,8938
	0,9982	1,0069

Berat masing-masing komponen :

Komponen	Berat (kmol)		BM	Berat (kg)	
	<i>liquid</i>	<i>vapor</i>		<i>liquid</i>	<i>vapor</i>
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3409,94	67,7047	46,07	157090,69	3119,05
H_2O	796,039	10,774	18,02	14340,87	194,10

CH ₃ CHO	5374,69	300,354	44,05	236768,63	13231,37
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	43,142	0,53314	74,12	3197,68	39,52
CH ₃ COOC ₂ H ₅	70,2801	1,60374	88,11	6192,38	141,31
CH ₃ COOH	73,777	0,82013	60,05	4430,31	49,25
H ₂	2951,4	3016,61	2,02	5949,66	6081,12
Total	12719,3	3398,4		427970,2	22855,7

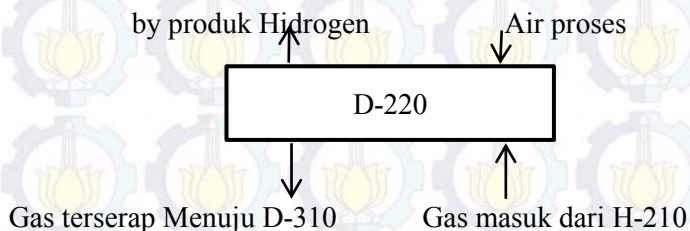
Tabel A.11 Neraca Massa Flash tank

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari R-110</u>		<u>Menuju D-220</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	3119,05
H ₂ O	14534,96	H ₂ O	194,10
CH ₃ CHO	250000,00	CH ₃ CHO	13231,37
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	49,25
H ₂	12030,78	H ₂	6081,12
	450825,93		22855,71
		<u>Menuju D-310</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	157090,69
		H ₂ O	14340,87
		CH ₃ CHO	236768,63
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3197,68
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6192,38
		CH ₃ COOH	4430,31
		H ₂	5949,66
			427970,22
Total	450825,93	Total	450825,93

II.3 Absorber (D-220)

Fungsi : untuk menyerap komponen asetaldehida dan etanol yang terkandung dalam campuran gas. Pelarut yang digunakan adalah air. Hidrogen tidak dapat larut dalam air sehingga semua hidrogen yang terkandung dalam gas tersebut keluar menjadi by-product pada hasil bagian atas absorber.

Tipe alat : *Packed Column*



Tabel A.12 Komposisi feed absorber

Komponen	Massa	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	3119,05	0,14
H ₂ O	194,10	0,01
CH ₃ CHO	13231,37	0,58
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	39,52	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	141,31	0,01
CH ₃ COOH	49,25	0,00
H ₂	6081,12	0,27
Total	22855,71	1,00

Data Solubility dari PubChem :

Komponen	<i>Solubility</i>	
	mg/L H ₂ O	kg/L H ₂ O
CH ₃ CH ₂ OH	1000000	1
H ₂ O	0	0
CH ₃ CHO	1000000	1
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	181000	0,181

$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	80000,00	0,08
CH_3COOH	1000000	1
H_2	1,62	0,00000162

Berdasarkan data solubility dari PubChem Hidrogen dan air tidak terserap oleh air karena *solubility* nya kecil. Sedangkan komponen lainnya terserap sempurna.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air proses} &= \frac{\text{Massa gas}}{\text{Solubility}} \\ &= 18384,3056 \text{ L} = 18384,3 \text{ kg}\end{aligned}$$

Agar proses penyerapan yang lebih sempurna digunakan air proses berlebih sebesar 10%.

$$\text{Total air proses} = (100\%+10\%) \times 18384,3 = 20222,7 \text{ kg}$$

Tabel A.13 Neraca Massa Absorber

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari H-210</u>		<u>by-produk Hidrogen</u>	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3119,05	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,00
H_2O	194,10	H_2O	194,10
CH_3CHO	13231,37	CH_3CHO	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	39,52	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	141,31	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,00
CH_3COOH	49,25	CH_3COOH	0,00
H_2	6081,12	H_2	6081,12
	<hr/> 22855,71		<hr/> 6275,22
<u>Air proses</u>		<u>Menuju D-310</u>	
H_2O	20222,7361	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3119,05
		H_2O	20222,74
		CH_3CHO	13231,37
		$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	39,52
		$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	141,31

		CH ₃ COOH	49,25
		H ₂	0,00
			<hr/> 36803,23
Total	43078,44	Total	43078,44

II.4 Distilasi I (D-310)

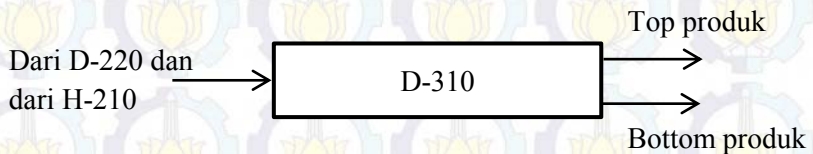
Fungsi : Untuk memisahkan Asetaldehida dengan komponen lain

Tipe alat: *Tray column*

Kondisi operasi : * Suhu Top = 167 °C

* Suhu Bottom = 251 °C

* Tekanan = 6 atm



Feed masuk distilasi = produk bawah absorber + produk bawah flash tank

$$= 43078,4 + 450825,93$$

$$= 493904,37 \text{ kg}$$

Tabel A.14 Komposisi feed distilasi

Komponen	Massa	BM	kmol	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	46,07	3477,646	0,24
H ₂ O	34563,60	18,02	1918,571	0,13
CH ₃ CHO	250000,00	44,05	5675,042	0,4
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	74,12	43,675	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	88,11	71,884	0,01
CH ₃ COOH	4479,56	60,05	74,597	0,01
H ₂	5949,66	2,02	2951,396	0,21
Total	464773,45		14212,812	1

Perhitungan *Boilling point feed* dengan persamaan Antoine

Persamaan Antoine : $\ln P_v = A - \frac{B}{C + T}$

Dengan : P_v = tekanan saturated bahan (bar)

T = temperature operasi ($^{\circ}\text{K}$)

A, B, C = konstanta Antoine

$$K_i = \frac{P_v}{P_{\text{total}}}$$

$$y_i = x_i \cdot K_i$$

Koefisien dari National Institute of Standards and Technology :

Komponen	Antoine Coefficient		
	A	B	C
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	5,247	1598,673	-46,424
H_2O	5,402	1838,675	-31,737
CH_3CHO	3,686	822,894	-69,899
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	4,329	1158,672	-104,683
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	4,228	1245,702	-55,189
CH_3COOH	4,682	1642,540	-39,764
H_2	3,543	99,395	7,726

Trial suhu boilling point

Trial suhu = $77,22^{\circ}\text{C}$

Tekanan operasi = 6,5841 bar = 6,5 atm

Komponen	P_v	K_i	x_i	y_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9872	0,1499	0,2447	0,0367
H_2O	0,6919	0,1051	0,1350	0,0142
CH_3CHO	2,1222	0,3223	0,3993	0,1287
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,6794	0,1032	0,0031	0,0003
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	1,0080	0,1531	0,0051	0,0008
CH_3COOH	0,5455	0,0828	0,0052	0,0004

H ₂	26,1952	3,9786	0,2077	0,8262
			1,0000	1,0073

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

Distribusi komponen

Berdasarkan

Distribusi produk atas sebagai berikut :

CH ₃ CH ₂ OH	=	0,00%	sebagai produk atas
H ₂ O	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ CHO	=	100,00%	sebagai produk atas
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ COOC ₂ H ₅	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ COOH	=	0,00%	sebagai produk atas
H ₂	=	100,00%	sebagai produk atas

Distribusi mol masing-masing komponen

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed	Xf	Distilat	Xd	Bottom	Xw
	(kmol)		(kmol)		(kmol)	
CH ₃ CH ₂ OH	3477,65	0,245	0	0	3477,65	0,62
H ₂ O	1918,57	0,135	0	0	1918,57	0,34
CH ₃ CHO	5675,04	0,399	5675,04	0,66	0	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	43,6751	0,003	0	0	43,6751	0,01
CH ₃ COOC ₂ H ₅	71,8839	0,005	0	0	71,8839	0,01
CH ₃ COOH	74,5971	0,005	0	0	74,5971	0,01
H ₂	2951,4	0,208	2951,4	0,34	0	0
Total	14212,8	1	8626,44	1	5586,37	1

Tabel A.15 Neraca Massa Distilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-220 dan H-210</u>		<u>Top Produk Asetaldehida</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	34563,60	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	250000,00	CH ₃ CHO	250000,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	4479,56	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	5949,66		250000,00
	464773,45	H ₂	5949,66
		<u>Menuju D-320</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	34563,60
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			208823,79
Total	464773,45	Total	464773,45

Perhitungan suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*.

Dew point

Trial suhu = 167,1 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	yi	xi
CH ₃ CH ₂ OH	3,2780	0,5392	0,0000	0,0000
H ₂ O	2,4623	0,4050	0,0000	0,0000

CH ₃ CHO	4,3247	0,7114	0,6579	0,9248
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	2,4021	0,3951	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2,6989	0,4439	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	1,7869	0,2939	0,0000	0,0000
H ₂	27,6951	4,5555	0,3421	0,0751
			1,0000	0,9999

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

Bubble point

Trial suhu = 250,7 °C

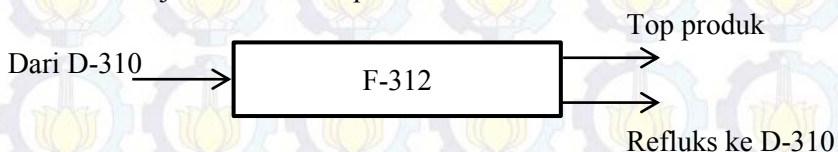
Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	x_i	y_i
CH ₃ CH ₂ OH	6,6742	1,1124	0,6225	0,5596
H ₂ O	5,2906	0,8818	0,3434	0,3895
CH ₃ CHO	6,5120	1,0853	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,7837	0,7973	0,0078	0,0098
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,8071	0,8012	0,0129	0,0161
CH ₃ COOH	3,6291	0,6049	0,0134	0,0221
H ₂	28,6788	4,7798	0,0000	0,0000
			1,0000	0,9971

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

II.5 Accumulator (F-312)

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan menjadi refluks dan produk atas.



Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial Θ berdasarkan Perry 8th edition.

Persamaan Underwood =

$$(1-q) = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Trial θ dilakukan hingga mencapai hasil $(1-q) = 0$, karena feed masuk pada kondisi liquida jenuh ($q=1$) dan nilai $(R_{min}+1)$ positif.

Trial $\theta = 1,22785$

Komponen	x_f	P_v	K_i	α_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,2447	0,9872	0,1499	0,9793
H_2O	0,1350	0,6919	0,1051	0,6864
CH_3CHO	0,3993	2,1222	0,3223	2,1053
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0031	0,6794	0,1032	0,6740
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0051	1,0080	0,1531	1,0000
CH_3COOH	0,0052	0,5455	0,0828	0,5411
H_2	0,2077	26,1952	3,9786	25,9864

Komponen	$(\alpha_i \cdot X_f)$	$(\alpha_i - \theta)$	$(\alpha_i \cdot X_f) / (\alpha_i - \theta)$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,2396	-0,2485	-0,9641
H_2O	0,0927	-0,5414	-0,1711
CH_3CHO	0,8406	0,8774	0,9580
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0021	-0,5539	-0,0037
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0051	-0,2278	-0,0222
CH_3COOH	0,0028	-0,6867	-0,0041
H_2	5,3963	24,7586	0,2180

$$\text{error} = 0,0107$$

Dari hasil goalseek didapatkan $\theta = 1,227$ dengan error = 0,0003 sehingga Trial dapat dihentikan.

Reffluks minimum (R_{min})

Setelah θ diketahui selanjutnya menghitung reffluks minimum :

$$R_{min} + 1 = \sum_1^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Komponen	x_{di}	a_i	$(a_i \cdot x_d)$	$(a_i - \Theta)$	$(a_i \cdot x_d) / (a_i - \Theta)$
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,9793	0,0000	-0,2485	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,6864	0,0000	-0,5414	0,0000
CH ₃ CHO	0,6579	2,1053	1,3850	0,8774	1,5785
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,6740	0,0000	-0,5539	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	1,0000	0,0000	-0,2278	0,0000
CH ₃ COOH	0,0000	0,5411	0,0000	-0,6867	0,0000
H ₂	0,3421	25,9864	8,8908	24,7586	0,3591

$$R_{min} + 1 = 1,9376$$

$$R_{min} = 0,9376$$

Optimum Reflux Ratio (R_{opt}) = 1,1 s/d 1,5 x R_{min} (Perry 8th edition)

Digunakan R_{opt} = 1,5 x R_{min}

$$R_{opt} = 1,40635$$

$$R_{opt} = L / D$$

$$D = 5675,04 \text{ kmol}$$

$$L = R_{opt} \times D$$

$$= 1,40635 \times 5675,04$$

$$= 7981,07 \text{ kmol}$$

Komposisi Refluks (L)

Komponen	x_L	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ CHO	1,0000	7981,07	351586,4
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0

Uap kondensor (V)

$$V = L + D$$

$$= 7981,07 + 5675,04$$

$$= 13656,1 \text{ kmol}$$

Komposisi Uap (V)

Komponen	yv	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ CHO	1,0000	13656,11	601586,4
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.16 Neraca Massa Accumulator

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Refluks menuju D-310</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	601586,41	CH ₃ CHO	351586,41
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	5949,66		351586,41
	607536,07	<u>Top produk Asetaldehida</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	250000,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
			250000,00
		H ₂	5949,66
Total	607536,07	Total	607536,07

II.6 Reboiler (E-314)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom



Neraca massa reboiler

$$L' = F + L$$

dimana : L' = Aliran masuk reboiler

F = Aliran *feed*

L = Aliran refluks

diketahui,

$$F = 14212,8 \text{ kmol}$$

$$L = 7981,07 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } L' = 14212,8 + 7981,07 = 22193,9 \text{ kmol}$$

$$V' = L' - B$$

dimana : V' = Uap keluar reboiler

B = Hasil *bottom*

$$\text{liquid keluar reboiler} = \text{hasil } \textit{bottom} (B) = 5586,4 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } V' = 22193,9 - 5586,4 = 16607,5 \text{ kmol}$$

Komposisi *Bottom* (B)

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,6225	3477,65	160209,7
H ₂ O	0,3434	1918,57	34563,6
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0078	43,68	3237,2
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0129	71,88	6333,7
CH ₃ COOH	0,0134	74,60	4479,6
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Komposisi feed reboiler (L')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,6225	13816,20	636490,9
H ₂ O	0,3434	7622,22	137316,4
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0078	173,52	12860,9
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0129	285,58	25162,9
CH ₃ COOH	0,0134	296,36	17796,7
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Komposisi uap reboiler (V')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,6225	10338,56	476281,2
H ₂ O	0,3434	5703,64	102752,8
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0078	129,84	9623,7
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0129	213,70	18829,2
CH ₃ COOH	0,0134	221,77	13317,1
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.17 Neraca Massa Reboiler

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
Dari D-310		Refluks ke D-310	
CH ₃ CH ₂ OH	636490,91	CH ₃ CH ₂ OH	476281,16
H ₂ O	137316,36	H ₂ O	102752,76
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	12860,94	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	9623,74
CH ₃ COOC ₂ H ₅	25162,86	CH ₃ COOC ₂ H ₅	18829,17
CH ₃ COOH	17796,65	CH ₃ COOH	13317,10

H ₂	0,00	H ₂	0,00
	829627,72		620803,93
		<u>Menuju D-320</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	34563,60
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			208823,79
	829627,72		829627,72

II.7 Distilasi II (D-320)

Fungsi : Untuk memisahkan Etil asetat dan etanol dengan komponen lai

Tipe alat: *Tray colomn*

Kondisi operasi : *

- Suhu Top = 241 °C
- * Suhu Bottom = 271 °C
- * Tekanan = 6 atm



Feed masuk distilasi = produk bawah distilasi I
= 208823,8 kg

Tabel A.18 Komposisi feed distilasi

Komponen	Massa	BM	kmol	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	46,07	3477,646	0,62

H ₂ O	34563,60	18,02	1918,571	0,34
CH ₃ CHO	0,00	44,05	0,000	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20	74,12	43,675	0,01
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	88,11	71,884	0,01
CH ₃ COOH	4479,56	60,05	74,597	0,01
H ₂	0,00	2,02	0,000	0
Total	208823,79		5586,374	1

Perhitungan *Boiling point feed* dengan persamaan Antoine

Trial suhu boiling point

Trial suhu = 250,2 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	6,6501	1,0938	0,6225	0,6809
H ₂ O	5,2699	0,8668	0,3434	0,2977
CH ₃ CHO	6,4986	1,0689	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,7674	0,7842	0,0078	0,0061
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,7930	0,7884	0,0129	0,0101
CH ₃ COOH	3,6160	0,5948	0,0134	0,0079
H ₂	28,6736	4,7164	0,0000	0,0000
			1,000	1,003

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

Distribusi komponen

Berdasarkan

Distribusi produk atas sebagai berikut :

CH₃CH₂OH = 100,00% sebagai produk atas

H₂O = 10,00% sebagai produk atas

CH₃CHO = 0,00% sebagai produk atas

CH₃(CH₂)₃OH = 0,00% sebagai produk atas

CH₃COOC₂H₅ = 100,00% sebagai produk atas

CH_3COOH = 0,00% sebagai produk atas

H_2 = 0,00% sebagai produk atas

Distribusi mol masing-masing komponen

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed (kmol)	Xf	Distilat (kmol)	Xd	Bottom (kmol)	Xw
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3477,646	0,623	3477,65	0,93	0	0
H_2O	1918,57	0,343	191,857	0,05	1726,71	0,94
CH_3CHO	0	0	0	0	0	0
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	43,6751	0,008	0	0	43,6751	0,02
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	71,8839	0,013	71,8839	0,02	0	0
CH_3COOH	74,5971	0,013	0	0	74,5971	0,04
H_2	0	0	0	0	0	0
Total	5586,37	1	3741,39	1	1844,99	1

Tabel A.19 Neraca Massa Distilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-310</u>		<u>Menuju D-330</u>	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	160209,74	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	160209,74
H_2O	34563,60	H_2O	3456,36
CH_3CHO	0,00	CH_3CHO	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	3237,20	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6333,69	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6333,69
CH_3COOH	4479,56	CH_3COOH	0,00
H_2	0,00	H_2	0,00
	<hr/> 208823,79		<hr/> 169999,79
		<u>Menuju Waste Water</u>	
		$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,00

	H ₂ O	31107,24
	CH ₃ CHO	0,00
	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
	CH ₃ COOH	4479,56
	H ₂	0,00
		<hr/> 38824,00
208823,79		208823,79

Perhitungan suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*.

Dew point

Trial suhu = 240,7 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	yi	xi
CH ₃ CH ₂ OH	6,2111	1,0216	0,9295	0,9098
H ₂ O	4,8946	0,8051	0,0513	0,0637
CH ₃ CHO	6,2505	1,0281	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,4700	0,7353	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,5354	0,7460	0,0192	0,0258
CH ₃ COOH	3,3775	0,5556	0,0000	0,0000
H ₂	28,5758	4,7004	0,0000	0,0000
			1,0000	0,9993

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

Bubble point

Trial suhu = 270,8 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	7,6410	1,2735	0,0000	0,0000
H ₂ O	6,1260	1,0210	0,9359	0,9166

CH ₃ CHO	7,0323	1,1720	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,4286	0,9048	0,0237	0,0262
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,3623	0,8937	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	4,1547	0,6925	0,0404	0,0584
H ₂	28,8748	4,8125	0,0000	0,0000
			1,0000	1,0012

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

II.8 Accumulator (F-322)

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan menjadi refluks dan produk atas.



Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial Θ berdasarkan Perry 8th edition.

Persamaan Underwood =

$$(1-q) = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

Trial Θ dilakukan hingga mencapai hasil $(1-q) = 0$, karena feed masuk pada kondisi liquida jenuh ($q=1$) dan nilai $(R_{min}+1)$ positif.

Trial $\Theta = 1,00507$

Komponen	x_{fi}	P_v	K_i	α_i
CH ₃ CH ₂ OH	0,6225	6,6501	1,0938	1,8391
H ₂ O	0,3434	5,2699	0,8668	1,4574
CH ₃ CHO	0,0000	6,4986	1,0689	1,7972
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0078	4,7674	0,7842	1,3184
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0129	4,7930	0,7884	1,3255

CH ₃ COOH	0,0134	3,6160	0,5948	1,0000
H ₂	0,0000	28,6736	4,7164	7,9296

Komponen	(<i>ai</i> .Xf)	(<i>ai</i> - Θ)	(<i>ai</i> .Xf)/(<i>ai</i> - Θ)
CH ₃ CH ₂ OH	1,1449	0,8340	1,3727
H ₂ O	0,5005	0,4523	1,1066
CH ₃ CHO	0,0000	0,7921	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0103	0,3133	0,0329
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0171	0,3204	0,0532
CH ₃ COOH	0,0134	-0,0051	-2,6323
H ₂	0,0000	6,9246	0,0000

$$\text{error} = -0,0668$$

Dari hasil goalseek didapatkan $\Theta = 1,005$ dengan error = 0,000 sehingga Trial dapat dihentikan.

Reffluks minimum (Rmin)

Setelah Θ diketahui selanjutnya menghitung reffluks minimum :

$$R_{\min} + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Komponen	x _{di}	α_i	(α_i .X _d)	(α_i - Θ)	(α_i .X _d)/(α_i - Θ)
CH ₃ CH ₂ OH	0,9295	1,8391	1,7094	0,8340	2,0497
H ₂ O	0,0513	1,4574	0,0747	0,4523	0,1652
CH ₃ CHO	0,0000	1,7972	0,0000	0,7921	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	1,3184	0,0000	0,3133	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0192	1,3255	0,0255	0,3204	0,0795
CH ₃ COOH	0,0000	1,0000	0,0000	-0,0051	0,0000
H ₂	0,0000	7,9296	0,0000	6,9246	0,0000

$$R_{\min} + 1 = 2,2944$$

$$R_{\min} = 1,2944$$

Optimum Reflux Ratio (R_{opt}) = 1,1 s/d 1,5 x R_{min} (Perry 8th edition)

Digunakan $R_{opt} = 1,5 \times R_{min}$

$$R_{opt} = 1,94159$$

$$R_{opt} = L / D$$

$$D = 3741,39 \text{ kmol}$$

$$L = R_{opt} \times D$$

$$= 1,94159 \times 3741,39$$

$$= 7264,26 \text{ kmol}$$

Komposisi Refluks (L)

Komponen	xL	kmol	kg
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9295	6752,18	311062,3
H_2O	0,0513	372,51	6710,8
CH_3CHO	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0192	139,57	12297,5
CH_3COOH	0,0000	0,00	0,0
H_2	0,0000	0,00	0,0

Uap kondensor (V)

$$V = L + D$$

$$= 7264,26 + 3741,39$$

$$= 11005,6 \text{ kmol}$$

Komposisi Uap (V)

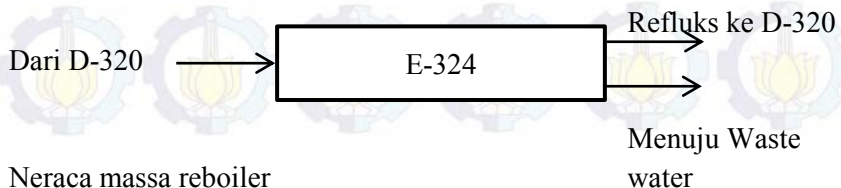
Komponen	yv	kmol	kg
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9295	10229,82	471272,0
H_2O	0,0513	564,37	10167,2
CH_3CHO	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0192	211,45	18631,1
CH_3COOH	0,0000	0,00	0,0
H_2	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.20 Neraca Massa Accumulator

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Refluks menuju D-320</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	471272,03	CH ₃ CH ₂ OH	311062,29
H ₂ O	10167,21	H ₂ O	6710,85
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	18631,14	CH ₃ COOC ₂ H ₅	12297,45
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	<hr/> 500070,38		<hr/> 330070,59
		<u>Top produk menuju D-330</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3456,36
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	0,00
		H ₂	0,00
			<hr/> 169999,79
	500070,38		500070,38

II.9 Reboiler (E-324)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom



Neraca massa reboiler

$$L' = F + L$$

dimana : L' = Aliran masuk reboiler

F = Aliran *feed*

L = Aliran refluks

diketahui,

$$F = 5586,37 \text{ kmol}$$

$$L = 7264,26 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } L' = 5586,37 + 7264,26 = 12850,6 \text{ kmol}$$

$$V' = L' - B$$

dimana : V' = Uap keluar reboiler

B = Hasil *bottom*

$$\text{liquid keluar reboiler} = \text{hasil } \textit{bottom} (B) = 1845,0 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } V' = 12850,6 - 1845,0 = 11005,6 \text{ kmol}$$

Komposisi *Bottom* (B)

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,9359	1726,71	31107,2
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0237	43,68	3237,2
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0404	74,60	4479,6
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Komposisi *feed reboiler* (L')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,9359	12026,84	216667,0
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0237	304,20	22547,6
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0404	519,58	31200,8
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Komposisi uap *reboiler* (V')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,9359	10300,13	185559,7
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0237	260,53	19310,4
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0404	444,98	26721,3
H ₂	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.21 Neraca Massa Reboiler

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Refluks menuju D-320</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	216666,97	H ₂ O	185559,72
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	22547,62	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	19310,42
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	31200,84	CH ₃ COOH	26721,28
H ₂	0,00	H ₂	0,00
	<hr/> 270415,42		<hr/> 231591,43
		<u>Menuju Waste water</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	31107,24
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	3237,20
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	4479,56
		H ₂	0,00
			<hr/> 38824,00
	270415,42		270415,42

II.10 Extractive Distillation (D-330)

Fungsi : Untuk memisahkan memisahkan etil asetat dengan etanol dan a dengan cara melarutkan etanol dan air dengan etilen glikol.

Tipe alat : *Tray colomn*

Kondisi operasi : * Suhu Top = 296 °C

* Suhu Bottom = 261 °C

* Tekanan = 6 atm



Feed masuk distilasi = produk atas D-320

= 169999,8 kg

Etilen glikol yang digunakan 1:1 dengan feed 170000,0 kg

Tabel A.22 Komposisi feed dan solvent distilasi

Komponen	Massa	BM	kmol	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	46,07	3477,646	0,54
H ₂ O	3456,36	18,02	191,857	0,03
CH ₃ CHO	0,00	44,05	0,000	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	74,12	0,000	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	88,11	71,884	0,01
CH ₃ COOH	0,00	60,05	0,000	0
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	62,07	2738,843	0,42
Total	339999,79		6480,231	1

Koefisien Antoine untuk etilen glikol sebagai berikut (Perry 8th ed)

Komponen	Antoine Coefficient				
	A	B	C	D	E
C ₂ H ₆ O ₂	84,090	-10411	-8,198	1,65E-18	6

Perhitungan *Boilling point feed* dengan persamaan Antoine**Trial suhu boilling point**

Trial suhu = 258,8 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	7,0558	1,1606	0,5367	0,6228
H ₂ O	5,6190	0,9243	0,0296	0,0274
CH ₃ CHO	6,7213	1,1056	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,0398	0,8290	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,0281	0,8271	0,0111	0,0092
CH ₃ COOH	3,8365	0,6311	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	4,90224	0,8064	0,4226	0,3408
			1,000	1,000

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

Distribusi komponen

Berdasarkan

Distribusi produk atas sebagai berikut :

CH ₃ CH ₂ OH	=	0,00%	sebagai produk atas
H ₂ O	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ CHO	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ COOC ₂ H ₅	=	100,00%	sebagai produk atas
CH ₃ COOH	=	0,00%	sebagai produk atas
C ₂ H ₆ O ₂	=	0,00%	sebagai produk atas

Distribusi mol masing-masing komponen

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed	Xf	Distilat	Xd	Bottom	Xw
	(kmol)		(kmol)		(kmol)	
CH ₃ CH ₂ OH	3477,646	0,537	0	0	3477,65	0,54

H ₂ O	191,857	0,03	0	0	191,857	0,03
CH ₃ CHO	0	0	0	0	0	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0	0	0	0	0	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	71,8839	0,011	71,8839	1	0	0
CH ₃ COOH	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆ O ₂	2738,843	0,423	0	0	2738,84	0,43
Total	6480,23	1	71,8839	1	6408,35	1

Tabel A.23 Neraca Massa Distilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-320</u>		<u>Top produk Etil asetat</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	3456,36	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	339999,79		6333,69
		<u>Bottom produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
		H ₂ O	3456,36
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			333666,10
	339999,79		339999,79

Perhitungan suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*.

Dew point

Trial suhu = 296,1 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	yi	xi
CH ₃ CH ₂ OH	8,9283	1,4686	0,0000	0,0000
H ₂ O	7,2552	1,1934	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	7,6797	1,2632	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	6,2684	1,0311	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6,0800	1,0001	1,0000	0,9999
CH ₃ COOH	4,8556	0,7987	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	10,3481	1,7021	0,0000	0,0000
			1,000	0,9999

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

Bubble point

Trial suhu = 260,8 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	7,1536	1,1767	0,5427	0,4612
H ₂ O	5,7034	0,9381	0,0299	0,0319
CH ₃ CHO	6,7741	1,1143	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,1051	0,8397	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,0843	0,8363	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	3,8897	0,6398	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	5,1239	0,8428	0,4274	0,5071
			1,000	1,000

Karena Σ fraksi xi dan yi = 1, maka trial suhu sudah benar.

II.11 Accumulator (F-332)

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan menjadi refluks dan produk atas.



Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial Θ berdasarkan Perry 8th edition.

Persamaan Underwood =

$$(1-q) = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

Trial Θ dilakukan hingga mencapai hasil $(1-q) = 0$, karena feed masuk pada kondisi liquida jenuh ($q=1$) dan nilai $(R_{min}+1)$ positif.

Trial $\Theta = -1615,37$

Komponen	x_f	P_v	K_i	α_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,5367	7,0558	1,1606	1,8391
H_2O	0,0296	5,6190	0,9243	1,4646
CH_3CHO	0,0000	6,7213	1,1056	1,7519
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	5,0398	0,8290	1,3136
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0111	5,0281	0,8271	1,3106
CH_3COOH	0,0000	3,8365	0,6311	1,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,4226	4,9022	0,8064	1,2778

0,9992

Komponen	$(\alpha_i \cdot X_f)$	$(\alpha_i - \Theta)$	$(\alpha_i \cdot X_f) / (\alpha_i - \Theta)$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9870	1617,2122	0,0006
H_2O	0,0434	1616,8376	0,0000
CH_3CHO	0,0000	1617,1250	0,0000
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	1616,6867	0,0000

$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0145	1616,6836	0,0000
CH_3COOH	0,0000	1616,3731	0,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,5400	1616,6508	0,0003

$$\text{error} = 0,0010$$

Dari hasil goalseek didapatkan $\Theta = 1,005$ dengan error = 0,000 sehingga Trial dapat dihentikan.

Reffluks minimum (R_{\min})

Setelah Θ diketahui selanjutnya menghitung reffluks minimum :

$$R_{\min} + 1 = \sum_1^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

Komponen	x_{di}	α_i	$(\alpha_i \cdot X_d)$	$(\alpha_i - \Theta)$	$(\alpha_i \cdot X_d) / (\alpha_i - \Theta)$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,0000	1,8391	0,0000	1617,212	0,0000
H_2O	0,0000	1,4646	0,0000	1616,838	0,0000
CH_3CHO	0,0000	1,7519	0,0000	1617,125	0,0000
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	1,3136	0,0000	1616,687	0,0000
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	1,0000	1,3106	1,3106	1616,684	0,0008
CH_3COOH	0,0000	1,0000	0,0000	1616,373	0,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,0000	1,2778	0,0000	1616,651	0,0000

$$R_{\min} + 1 = 0,0008$$

$$R_{\min} = 0,9992$$

Optimum Reflux Ratio (R_{opt}) = 1,1 s/d 1,5 x R_{\min} (Perry 8th edition)

Digunakan $R_{\text{opt}} = 1,5 \times R_{\min}$

$$R_{\text{opt}} = 1,49878$$

$$R_{\text{opt}} = L / D$$

$$D = 71,8839 \text{ kmol}$$

$$L = R_{\text{opt}} \times D$$

$$= 1,49878 \times 71,8839$$

$$= 107,738 \text{ kmol}$$

Komposisi Refluks (L)

Komponen	xL	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	1,0000	107,74	9492,8
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,00	0,0

Uap kondensor (V)

$$\begin{aligned}
 V &= L + D \\
 &= 107,738 + 71,8839 \\
 &= 179,622 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Komposisi Uap (V)

Komponen	yv	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,0
H ₂ O	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	1,0000	179,62	15826,5
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,00	0,0

Tabel A.24 Neraca Massa Accumulator

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
Dari D-330		Refluks menuju D-330	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00

CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	15826,52	CH ₃ COOC ₂ H ₅	9492,83
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	<hr/> 15826,52		<hr/> 9492,83
		<u>Top produk Etil asetat</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	0,00
			<hr/> 6333,69
	<hr/> 15826,52		<hr/> 15826,52

II.12 Reboiler (E-334)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom



Neraca massa reboiler

$$L' = F + L$$

dimana : L' = Aliran masuk reboiler

F = Aliran *feed*

L = Aliran refluks

diketahui,

$$F = 6480,23 \text{ kmol}$$

$$L = 107,738 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } L' = 6480,23 + 107,738 = 6587,97 \text{ kmol}$$

$$V' = L' - B$$

dimana : V' = Uap keluar reboiler

B = Hasil *bottom*

liquid keluar reboiler = hasil *bottom* (B) = 6408,3 kmol

maka, $V' = 6587,97 - 6408,3 = 179,6$ kmol

Komposisi *Bottom* (B)

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,5427	1001,23	88218,1
H ₂ O	0,0299	55,24	3316,9
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,4274	788,52	0,0

Komposisi *feed reboiler* (L')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,5427	6973,71	614453,5
H ₂ O	0,0299	384,73	23103,1
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,4274	5492,19	0,0

Komposisi uap *reboiler* (V')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,5427	5972,48	526235,4
H ₂ O	0,0299	329,49	19786,1
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0

$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00	0,0
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0000	0,00	0,0
CH_3COOH	0,0000	0,00	0,0
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,4274	4703,67	0,0

Tabel A.25 Neraca Massa Reboiler

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Refluks menuju D-330</u>	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	614453,49	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	526235,37
H_2O	23103,05	H_2O	19786,11
CH_3CHO	0,00	CH_3CHO	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,00	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,00
CH_3COOH	0,00	CH_3COOH	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,00	$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,00
	637556,54		546021,48
		<u>Menuju D-340</u>	
		$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	88218,12
		H_2O	3316,94
		CH_3CHO	0,00
		$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,00
		$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,00
		CH_3COOH	0,00
		$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,00
			91535,07
	637556,54		637556,54

II.13 Distilasi III (D-340)

Fungsi : Untuk memisahkan memisahkan etanol dengan etilen glikol.

Tipe alat: *Tray column*

Kondisi operasi : * Suhu Top = 240 °C
 * Suhu Bottom = 269 °C
 * Tekanan = 6 atm



Feed masuk distilasi = produk bawah D-330
 = 333666,1 kg

Tabel A.26 Komposisi feed dan solvent distilasi

Komponen	Massa	BM	kmol	Xf
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	46,07	3477,646	0,54
H ₂ O	3456,36	18,02	191,857	0,03
CH ₃ CHO	0,00	44,05	0,000	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	74,12	0,000	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	88,11	0,000	0
CH ₃ COOH	0,00	60,05	0,000	0
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	62,07	2738,843	0,43
Total	333666,10		6408,347	1

Perhitungan Boilling point feed dengan persamaan Antoine

Trial suhu boilling point

Trial suhu = 258,6 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	xi	yi
CH ₃ CH ₂ OH	7,0488	1,1594	0,5427	0,6292
H ₂ O	5,6130	0,9233	0,0299	0,0276
CH ₃ CHO	6,7175	1,1050	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,0351	0,8282	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,0241	0,8264	0,0000	0,0000

CH ₃ COOH	3,8327	0,6304	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	4,88665	0,80	0,4274	0,3435
			1,000	1,000

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

Distribusi komponen

Berdasarkan

Distribusi produk atas sebagai berikut :

CH ₃ CH ₂ OH	=	100,00%	sebagai produk atas
H ₂ O	=	100,00%	sebagai produk atas
CH ₃ CHO	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ COOC ₂ H ₅	=	0,00%	sebagai produk atas
CH ₃ COOH	=	0,00%	sebagai produk atas
C ₂ H ₆ O ₂	=	0,00%	sebagai produk atas

Distribusi mol masing-masing komponen

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed - distilat

Komponen	Feed (kmol)	Xf	Distilat (kmol)	Xd	Bottom (kmol)	Xw
CH ₃ CH ₂ OH	3477,646	0,543	3477,65	0,95	0	0
H ₂ O	191,857	0,03	191,857	0,05	0	0
CH ₃ CHO	0	0	0	0	0	0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0	0	0	0	0	0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0	0	0	0	0	0
CH ₃ COOH	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆ O ₂	2738,843	0,427	0	0	2738,84	1
Total	6408,35	1	3669,5	1	2738,84	1

Tabel A.27 Neraca Massa Distilasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-330</u>		<u>Top produk Etanol</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	160209,74	CH ₃ CH ₂ OH	160209,74
H ₂ O	3456,36	H ₂ O	3456,36
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	170000,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	333666,10		163666,10
		<u>Bottom produk</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			170000,00
	333666,10		333666,10

Perhitungan suhu operasi pada bagian atas dan bawah distilasi menentukan suhu *dew point* dan *bubble point*.

Dew point

Trial suhu = 239,8 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	yi	xi
CH ₃ CH ₂ OH	6,1699	1,0149	0,9477	0,9338

H ₂ O	4,8595	0,7993	0,0523	0,0654
CH ₃ CHO	6,2269	1,0242	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	4,4420	0,7306	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4,5111	0,7420	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	3,3552	0,5519	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	3,1751	0,5223	0,0000	0,0000
			1,000	0,9992

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

Bubble point

Trial suhu = 268,9 °C

Tekanan operasi = 6,0795 bar = 6 atm

Komponen	Pv	Ki	x_i	y_i
CH ₃ CH ₂ OH	7,5459	1,2412	0,0000	0,0000
H ₂ O	6,0434	0,9941	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	6,9826	1,1485	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5,3658	0,8826	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	5,3084	0,8732	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	4,1031	0,6749	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	6,0790	0,9999	1,0000	1,0001
			1,000	1,000

Karena Σ fraksi x_i dan $y_i = 1$, maka trial suhu sudah benar.

II.14 Accumulator (F-342)

Fungsi : Untuk menampung hasil atas distilasi sebelum dialirkan menjadi refluks dan produk atas.



Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan Trial Θ berdasarkan Perry 8th edition.

Persamaan Underwood =

$$(1-q) = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha_i - \Theta) / \alpha_i}$$

Trial Θ dilakukan hingga mencapai hasil $(1-q) = 0$, karena feed masuk pada kondisi liquida jenuh ($q=1$) dan nilai $(R_{min}+1)$ positif.

Trial $\Theta = 1,42573$

Komponen	x_{fi}	P_v	K_i	α_i
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,5427	7,0488	1,1594	1,8391
H_2O	0,0299	5,6130	0,9233	1,4645
CH_3CHO	0,0000	6,7175	1,1050	1,7527
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	5,0351	0,8282	1,3137
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0000	5,0241	0,8264	1,3108
CH_3COOH	0,0000	3,8327	0,6304	1,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,4274	4,8867	0,8038	1,2750

Komponen	$(\alpha_i \cdot X_f)$	$(\alpha_i - \Theta)$	$(\alpha_i \cdot X_f) / (\alpha_i - \Theta)$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,9980	0,4134	2,4144
H_2O	0,0438	0,0387	1,1318
CH_3CHO	0,0000	0,3269	0,0000
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	-0,1120	0,0000
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0000	-0,1149	0,0000
CH_3COOH	0,0000	-0,4257	0,0000
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,5449	-0,1508	-3,6144

$$\text{error} = -0,0683$$

Dari hasil goalseek didapatkan $\Theta = 1,005$ dengan error = 0,000 sehingga Trial dapat dihentikan.

Refluks minimum (R_{min})

Setelah Θ diketahui selanjutnya menghitung refluks minimum :

$$R_{\min} + 1 = \sum_1^n \frac{x_n}{(\alpha_i - \theta) / \alpha_i}$$

Komponen	x_{di}	α_i	$(\alpha_i \cdot x_{di})$	$(\alpha_i - \theta)$	$(\alpha_i \cdot x_{di}) / (\alpha_i - \theta)$
CH ₃ CH ₂ OH	0,9477	1,8391	1,7430	0,4134	4,2164
H ₂ O	0,0523	1,4645	0,0766	0,0387	1,9765
CH ₃ CHO	0,0000	1,7527	0,0000	0,3269	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	1,3137	0,0000	-0,1120	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	1,3108	0,0000	-0,1149	0,0000
CH ₃ COOH	0,0000	1,0000	0,0000	-0,4257	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	1,2750	0,0000	-0,1508	0,0000

$$R_{\min} + 1 = 6,1929$$

$$R_{\min} = 5,1929$$

Optimum Reflux Ratio (R_{opt}) = 1,1 s/d 1,5 x R_{min} (Perry 8th edition)

Digunakan R_{opt} = 1,5 x R_{min}

$$R_{\text{opt}} = 7,78937$$

$$R_{\text{opt}} = L / D$$

$$D = 3669,5 \text{ kmol}$$

$$L = R_{\text{opt}} \times D$$

$$= 7,78937 \times 3669,5$$

$$= 28583,1 \text{ kmol}$$

Komposisi Refluks (L)

Komponen	x_L	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,9477	27088,68	1247933
H ₂ O	0,0523	1494,45	26922,9
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0

CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,00	0,0

Uap kondensor (V)

$$\begin{aligned}
 V &= L + D \\
 &= 28583,1 + 3669,5 \\
 &= 32252,6 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Komposisi Uap (V)

Komponen	yv	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,9477	30566,33	1408143
H ₂ O	0,0523	1686,30	30379,2
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,0
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,0
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,00	0,0

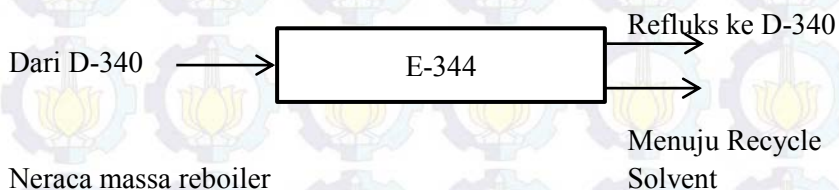
Tabel A.28 Neraca Massa Accumulator

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-340</u>		<u>Refluks menuju D-340</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	1408143,04	CH ₃ CH ₂ OH	1247933,30
H ₂ O	30379,24	H ₂ O	26922,88
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	0,00	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
	1438522,28		1274856,18
		<u>Top produk Etanol ke V-113</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	160209,74

	H ₂ O	3456,36
	CH ₃ CHO	0,00
	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
	CH ₃ COOH	0,00
	C ₂ H ₆ O ₂	0,00
		163666,10
1438522,28		1438522,28

II.12 Reboiler (E-344)

Fungsi : Memanaskan kembali hasil bottom



Neraca massa reboiler

$$L' = F + L$$

dimana : L' = Aliran masuk reboiler

F = Aliran *feed*

L = Aliran refluks

diketahui,

$$F = 6408,35 \text{ kmol}$$

$$L = 28583,1 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } L' = 6408,35 + 28583,1 = 34991,5 \text{ kmol}$$

$$V' = L' - B$$

dimana : V' = Uap keluar reboiler

B = Hasil *bottom*

$$\text{liquid keluar reboiler} = \text{hasil } \textit{bottom} \text{ (B)} = 2738,8 \text{ kmol}$$

$$\text{maka, } V' = 34991,5 - 2738,8 = 32252,6 \text{ kmol}$$

Komposisi Bottom (B)

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	1,0000	2738,84	170000,0

Komposisi feed reboiler (L')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	1,0000	34991,47	2171921

Komposisi uap reboiler (V')

Komponen	xW	kmol	kg
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ CHO	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00	0,00
CH ₃ COOH	0,0000	0,00	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	1,0000	32252,63	2001921

Tabel A.29 Neraca Massa Reboiler

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>Dari D-340</u>		<u>Refluks menuju D-340</u>	
CH ₃ CH ₂ OH	0,00	CH ₃ CH ₂ OH	0,00
H ₂ O	0,00	H ₂ O	0,00
CH ₃ CHO	0,00	CH ₃ CHO	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00	CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
CH ₃ COOH	0,00	CH ₃ COOH	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	2171920,85	C ₂ H ₆ O ₂	2001920,85
	2171920,85		2001920,85
		<u>Menuju Recycle Solvent</u>	
		CH ₃ CH ₂ OH	0,00
		H ₂ O	0,00
		CH ₃ CHO	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,00
		CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,00
		CH ₃ COOH	0,00
		C ₂ H ₆ O ₂	170000,00
			170000,00
	2171920,85		2171920,85

APENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Data yang digunakan dalam perhitungan neraca energi

Waktu Operasi = 24 jam

T referensi = 25 °C

Satuan = Kilokalori

Heat Capacity

Rumus yang digunakan untuk gas ideal :

$$C_p = C_1 + C_2 \left(\frac{C_3/T}{\sinh\left(\frac{C_3}{T}\right)} \right)^2 + C_4 \left(\frac{C_5/T}{\cosh\left(\frac{C_5}{T}\right)} \right)^2$$

Komponen	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
CH ₃ CH ₂ OH	49200	145770	1663	93900	745
H ₂ O	33363	26790	261	8896	1169
CH ₃ CHO	44510	106870	1614	61350	738
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	90878	255080	1893	185200	832
CH ₃ COOC ₂ H ₅	99810	209310	2093	180300	928
CH ₃ COOH	40200	136750	1262	70030	570
H ₂	27617	9560	2466	3760	568

Tabel 2-198 Perry's Chemical Engineers' Handbook by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

Rumus yang digunakan untuk liquid :

$$C_p = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3 + C_5 T^4$$

Komponen	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅
CH ₃ CH ₂ OH	102640	-139,63	-0,0303	0,0020	0,0000
H ₂ O	276370	-2090,10	8,1250	-0,0141	0,0001

CH ₃ CHO	115100	-433,00	1,4250	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	426790	-3694,60	13,8280	-0,0135	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	226230	-624,80	1,4720	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	139640	-320,80	0,8985	0,0000	0,0000
H ₂	67	6765,90	-123,630	478,2700	

Tabel 2-196 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

Heat of Formation

Komponen	H _F (kkal/kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	-56154
H ₂ O	-57795
CH ₃ CHO	-39771
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	-70005
CH ₃ COOC ₂ H ₅	-106238
CH ₃ COOH	-110206
H ₂	0

Tabel 2-221 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

Heat of Vaporization

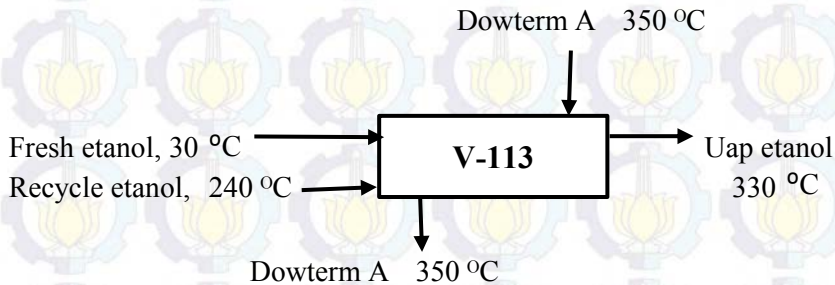
Rumus : $H_v = C_1 + (1 - T_r) C_2 + C_3 \cdot T_r + C_4 \cdot T_r^2$

Komponen	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄
CH ₃ CH ₂ OH	55789000	0,3125	0,0000	0,0000
H ₂ O	52053000	0,3199	-0,2120	0,2580
CH ₃ CHO	38366000	0,4008	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	79227000	0,5836	0,0202	-0,0865
CH ₃ COOC ₂ H ₅	49330000	0,3847	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	40179000	2,6037	-5,0031	2,7069
H ₂	102700	0,6980	-1,8170	1,4470

Tabel 2-193 *Perry's Chemical Engineers' Handbook* by
Robert H. Perry, Don W. Green 7th Edition

1. Vaporizer (V-113)

1 Kegunaan : Untuk mengubah fase metanol *liquid* menjadi
vapor



Neraca energi total :

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Entalpi bahan masuk :

1. Entalpi etanol dari tangki penyimpanan pada suhu 30°C

Komponen	Massa (kg)	BM	kmol	
CH ₃ CH ₂ OH	281548,80	46,07	6111,53	298,15
H ₂ O	11731,20	18,02	651,181	303,15

Data kapasitas panas bahan pada suhu 30°C

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{ref}}^T C_p dt \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} &= C_1 (T - T_{ref}) + \frac{C_2}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C_3}{3} (T^3 - T_{ref}^3) \\
 &+ \frac{C_4}{4} (T^4 - T_{ref}^4) + \frac{C_5}{5} (T^5 - T_{ref}^5) \\
 &= 102640 (303,15 - 298,15) + \frac{-139,63}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\
 &+ \frac{-0,030341}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,0020386}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 566611,111 \text{ J/kmol.K} = 135,423 \text{ kkal/kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dt \text{ H}_2\text{O (l)} &= C_1 (T - T_{\text{ref}}) + \frac{C_2}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C_3}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) \\
 &+ \frac{C_4}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{C_5}{5} (T^5 - T_{\text{ref}}^5) \\
 &= 276370 (303,15 - 298,15) + \frac{-2090,1}{2} (303,15^2 - 298,15^2) \\
 &+ \frac{8,125}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{-0,014116}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \\
 &+ \frac{0,000093701}{5} (303,15^5 - 298,15^5) \\
 &= 3822312,41 \text{ J/kmol.K} = 913,555 \text{ kkal/kmol.K}
 \end{aligned}$$

Data kapasitas panas :

Komponen	C _p (kkal/kmol)	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	135,4233	5
H ₂ O	913,5546	5

Entalpi bahan :

$$\begin{aligned}
 H \text{ CH}_3\text{CH}_2\text{O} &= 6111,53 \times 677,1165 = 4138220,14 \\
 H \text{ H}_2\text{O} &= 651,181 \times 4567,773 = 2974444,92 + \\
 &= 7112665,05 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

2. Entalpi etanol dari recycle pada suhu 240°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Massa bahan :

Komponen	Massa (kg)	BM	kmol
CH ₃ CH ₂ OH	154185,0974	46,1	3346,87
H ₂ O	3360,8300	18,0	186,55

Data kapasitas panas bahan pada suhu 230°C

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dt \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} = C_1 (T - T_{\text{ref}}) + \frac{C_2}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C_3}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3)$$

$$\begin{aligned}
& + \frac{C_4}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{C_5}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \\
& = 102640(503,15 - 298,15) + \frac{-139,63}{2}(503,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{-0,030341}{3}(503,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,0020386}{4}(503,15^4 - 298,15^4) \\
& = 6640343,79 \text{ J/kmol.K} = 1587,08 \text{ kkal/kmol.K} \\
\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dt \text{ H}_2\text{O (l)} &= C_1(T - T_{\text{ref}}) + \frac{C_2}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C_3}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) \\
& + \frac{C_4}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{C_5}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \\
& = 276370(503,15 - 298,15) + \frac{-2090,1}{2}(503,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{8,125}{3}(503,15^3 - 298,15^3) + \frac{-0,014116}{4}(503,15^4 - 298,15^4) \\
& + \frac{0,000093701}{5}(503,15^5 - 298,15^5) \\
& = 87898844,2 \text{ J/kmol.K} = 21008,3 \text{ kkal/kmol.K}
\end{aligned}$$

Perhitungan entalpi penguapan :

$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$:

$$\lambda = 55789000 + (1 - 0,1525)^{0,3125 + 0 \times 0,1525 + 0 \times 0,1525^2}$$

$$\lambda = 55789000,7 \text{ J/kmol} = 13333,9 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} : 0,3199 + (-0,212) \times 0,1545 +$$

$$\lambda = 52053000 + (1 - 0,1545)^{0,258 \times 0,1545^2}$$

$$\lambda = 52053000,8 \text{ J/kmol} = 12441 \text{ kkal/kmol}$$

Data kapasitas panas pada suhu 330°C

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH (g)} &= 49200 + 145770 \left(\frac{1663 / (603,15 - 351,52)}{\sinh \left(\frac{1663}{603,15 - 351,52} \right)} \right)^2 \\
 &\quad + 93900 \left(\frac{745 / (573,15 - 351,52)}{\cosh \left(\frac{745}{573,15 - 351,52} \right)} \right)^2 \\
 &= 49246,3606 \text{ J/kmol.K} = 11,7702 \text{ kkal/kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ H}_2\text{O (g)} &= 33363 + 2679 \left(\frac{261 / (573,15 - 373,15)}{\sinh \left(\frac{261}{573,15 - 373,15} \right)} \right)^2 \\
 &\quad + 8896 \left(\frac{1169 / (603,15 - 351,52)}{\cosh \left(\frac{1169}{603,15 - 351,52} \right)} \right)^2 \\
 &= 51100,541 \text{ J/kmol.K} = 12,2133 \text{ kkal/kmol.K}
 \end{aligned}$$

Data kapasitas panas :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	$C_{p(g)}$	ΔT	λ
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	11,7702	252	13333,8912
H ₂ O	21008,3	74,97	12,2133	230	12440,9658

Entalpi bahan :

$$H \text{ CH}_3\text{CH}_2\text{OH (l)} = 3346,87 \times 84702,5 = 283488199$$

$$H \text{ H}_2\text{O (l)} = 186,55 \times 1575078 = 293837824 +$$

$$\text{Entalpi liquid} = 577326023 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 n \lambda \text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} &= 3346,87 \times 13333,9 = 44626805,5 \\
 n \lambda \text{H}_2\text{O} &= 186,55 \times 12441 = 2320917,08 + \\
 \hline
 \text{Entalpi penguapan} &= 46947722,6 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH (g)} &= 3346,87 \times 2961,73 = 9912513,14 \\
 H \text{H}_2\text{O (g)} &= 186,554 \times 2809,06 = 524043,317 + \\
 \hline
 \text{Entalpi gas} &= 10436556,5 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi total} &= \text{entalpi liquid} + \text{entalpi penguapan} + \text{entalpi gas} \\
 &= 577326023 + 46947722,6 + 10436556,5 \\
 &= 634710302 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	11,7702	252
H_2O	21008,3	74,97	12441	12,2133	230

Entalpi recycle

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3346,87	338027517,65
H_2O	186,55	296682784,43

Entalpi bahan keluar :

3. Entalpi uap etanol ke reaktor pada suhu 330°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	49246,4	252
H_2O	21008,3	74,97	12441	51100,5	230

Entalpi keluar vaporizer

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	9458,40	118134496635,68
H ₂ O	837,73	11175923781,03

Neraca energi total :

H bahan masuk + Q supply = H bahan keluar + Q loss

Q loss = 5% dari Q supply (Ulrich)

$$641822967,14 + Q \text{ supply} = 129310420417 + 5\% Q \text{ supply}$$

$$Q \text{ supply} = 1,35441\text{E}+11 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ loss} = 6772031445 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Dowtherm A :

Dipakai Dowtherm suhu 350 °C

$$\lambda = 244 \text{ kJ/kg} = 58,32 \text{ kkal/kg (The Dow Chemical)}$$

$$\lambda = M \cdot \lambda$$

$$M = Q / \lambda = 135440628894 / 58,3174$$

$$= 2322473735 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>Dari F-111</u>		<u>Menuju R-110</u>	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	4138220,14	CH ₃ CH ₂ OH (g)	118134496636
H ₂ O (l)	2974444,92	H ₂ O (g)	11175923781
	7112665,0535		129310420417
<u>Recycle</u>			
CH ₃ CH ₂ OH (l)	338027517,7		
H ₂ O (l)	296682784,43		
	634710302,09		
Qsupply	135440628894	Qloss	6772031445
	136082451861,42		136082451861,42

2. Reaktor (R-110)

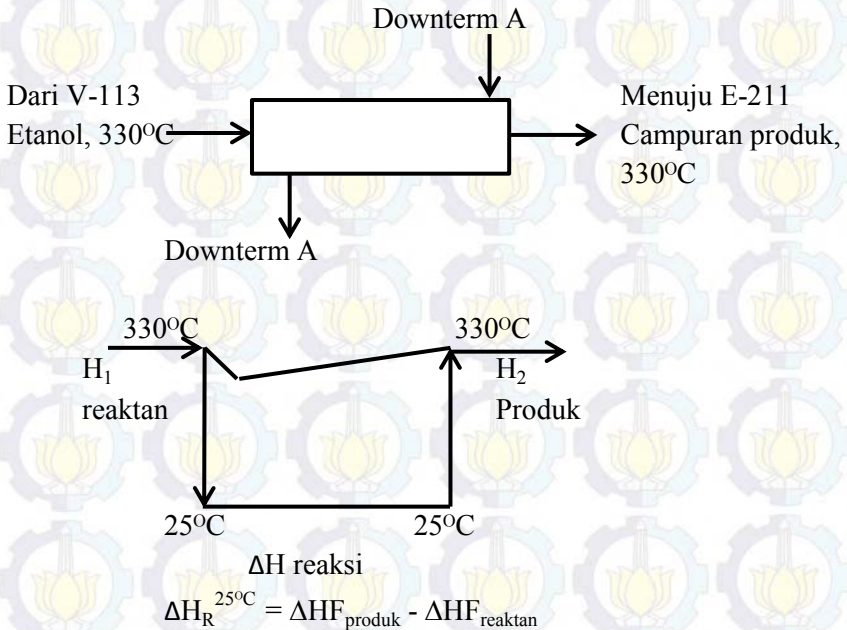
Fungsi : Dehidrogenasi etanol menjadi acetaldehyde

Kondisi operasi *Tekanan operasi = 6,4 atm

*Suhu operasi = 330°C

*Waktu kontak = 2,4 detik (US.Patent : 4,220,803 :4)

*Konversi etanol = 60%



Neraca energi total :

$$Q = (H_2 + \Delta H_R^{25^\circ\text{C}}) - H_1$$

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned} \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar vaporizer (V-113)} \\ &= -129310420416,71 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi campuran produk pada suhu 330°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(0)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	11,7702	252
H_2O	21008,3	74,97	12441	12,2137	230
CH_3CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,7209	310
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	5364,69	92,4	18935,7	21,7207	213
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2225,44	52,1	11790,2	23,856	253
CH_3COOH	3032,97	93	9603,01	9,63931	212
H_2	-	-	-	6,60069	305

Entalpi keluar reaktor

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	3477,65	351235638,91
H_2O	806,813	1283097929,69
CH_3CHO	5675,04	74377280,47
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	43,6751	22678346,79
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	71,8839	9615801,41
CH_3COOH	74,5971	21910111,30
H_2	5968	12014851,43

Perhitungan Panas Reaksi :

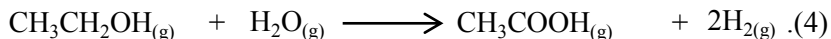
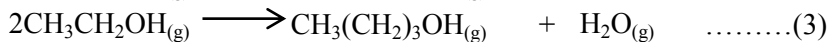
ΔH reaksi pada suhu standar :

$$\Delta H_R^{25^\circ\text{C}} = \Delta H_{\text{f produk}} - \Delta H_{\text{f reaktan}}$$

Reaksi utama:



Reaksi samping :



Tinjauan panas reaksi :

$$\begin{aligned} 1) \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 5732,47 \times -39771 + 5732,47 \times 0 \\ &\quad - 5732,47 \times -56154 \\ &= 93919961,6 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2) \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 72,6113 \times -106238 + 145,223 \times 0 \\ &\quad - 145,223 \times -56154 \\ &= 440804,994 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3) \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 44,1171 \times -70005 + 44,1171 \times -57795 \\ &\quad - 88,2342 \times -56154 \\ &= -683414,72 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4) \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 75,352 \times -110206 + 150,704 \times 0 \\ &\quad - 75,352 \times -56154 + 75,352 \times -57795 \\ &= 282101,923 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} &= 93919961,6 + 440804,994 + -683414,72 \\ &\quad + 282101,923 \\ &= 93959453,8 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 0 &= \Delta H_R^{25^\circ\text{C}} + H_{\text{out}} - H_{\text{in}} \\ &= 93959453,82 + 1774929960,0 - 129310420416,71 \\ &= 131179309830,5 \end{aligned}$$

Kebutuhan Dowterm A :

Dowterm A yang digunakan fase vapor dengan suhu 350 C

$$\lambda = 244 \text{ kJ/kg} = 58,32 \text{ kkal/kg (The Dow Chemical)}$$

$$\lambda = M \cdot \lambda$$

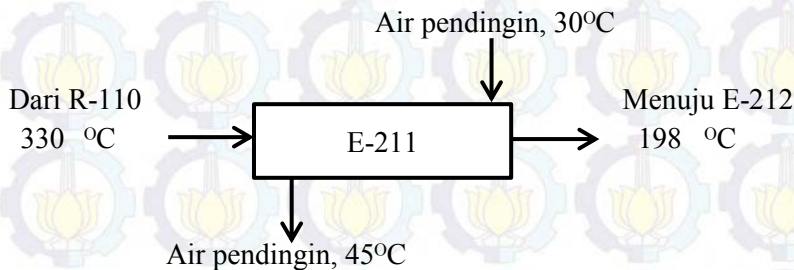
$$\begin{aligned} M = Q / \lambda &= 131179309831 / 58,32 \\ &= 2249402592 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari V-113		Menuju E-211	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	1,18134E+11	CH ₃ CH ₂ OH (g)	351235638,91
H ₂ O (g)	11175923781	H ₂ O (g)	1283097929,7
	-129310420417	CH ₃ CHO (g)	74377280,47
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22678346,79
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9615801,41
		CH ₃ COOH (g)	21910111,30
		H ₂ (g)	12014851,43
			1774929960,0
Qsupply	131179309830,53	$\Delta H_R^{25^\circ C}$	93959453,82
	1868889413,83		1868889413,83

3. Cooler (E-211)

Fungsi : mendinginkan effluent reaktor



Neraca energi total :

$$H \text{ bahan masuk} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{serap}}$$

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned} \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar reaktor (R-110)} \\ &= 1774929960,00 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi campuran produk pada suhu 198°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	13333,9	11,7591	120
H ₂ O	21008,3	74,97	12441	8,86587	98
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,6383	178
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	18935,7	21,7204	80,6
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2225,44	52,1	11790,2	23,8552	121
CH ₃ COOH	3032,97	93	9603,01	9,60803	80
H ₂	-	-	-	6,60062	173

Entalpi keluar cooler

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	3477,65	345827943,99
H ₂ O	806,813	1281532403,37
CH ₃ CHO	5675,04	66262874,56
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	43,6751	22553123,06
CH ₃ COOC ₂ H ₅	71,8839	9389431,50
CH ₃ COOH	74,5971	21815008,06
H ₂	5968	6814908,67

Neraca energi total:

H bahan masuk = H bahan keluar + Qserap

$$1774929960,00 = 1754195693,22 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 20734266,79 \text{ kkal}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin :

Suhu air pendingin masuk = 30°C (Ulrich : 427)

Suhu air pendingin keluar = 45°C (Ulrich : 427)

C_p air pendingin = 1 kkal/kg. $^{\circ}$ C (perry 8th ed)

$Q_{\text{serap}} = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

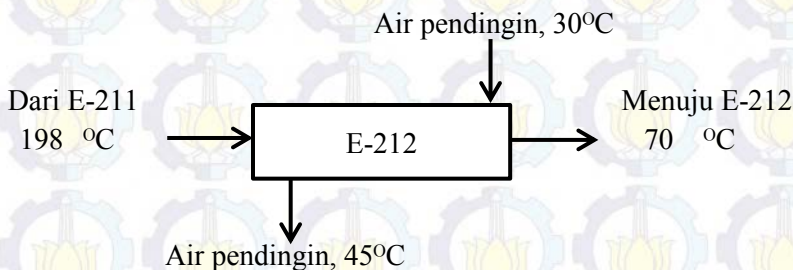
$$m = \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{20734266,79}{15} = 1382284,45 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari R-110		Menuju E-212	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	351235638,9	CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827943,99
H ₂ O (g)	1283097930	H ₂ O (g)	1281532403,4
CH ₃ CHO (g)	74377280,47	CH ₃ CHO (g)	66262874,56
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22678346,79	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,06
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9615801,41	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,50
CH ₃ COOH (g)	21910111,30	CH ₃ COOH (g)	21815008,06
H ₂ (g)	12014851,43	H ₂ (g)	6814908,67
	1774929960,00		1754195693,2
		Qserap	20734266,79
	1774929960,00		1774929960,00

4. Cooler (E-212)

Fungsi : mendinginkan effluent reaktor



Neraca energi total :

$H_{\text{bahan masuk}} = H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{serap}}$

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned}\text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar cooler (E-211)} \\ &= 1754195693,22 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi campuran produk pada suhu 70°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	-	-	-
H ₂ O	21008,3	74,97	-	-	-
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,6381	343
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	-	-	-
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2225,44	52,1	-	-	-
CH ₃ COOH	3032,97	93	-	-	-
H ₂	-	-	-	6,60062	45

Entalpi keluar cooler

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	3477,65	294565245,47
H ₂ O	806,813	1270793680,88
CH ₃ CHO	5675,04	76245261,36
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	43,6751	21649643,33
CH ₃ COOC ₂ H ₅	71,8839	8334590,22
CH ₃ COOH	74,5971	21041312,62
H ₂	5968	1772664,11

Neraca energi total:

$$H \text{ bahan masuk} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{serap}}$$

$$1754195693,22 = 1694402397,98 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 59793295,24 \text{ kkal}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin :

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ulrich} : 427)$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ulrich} : 427)$$

$$C_p \text{ air pendingin} = 1 \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$Q_{\text{serap}} = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$m = \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{59793295,24}{15} = 3986219,68 \text{ kg}$$

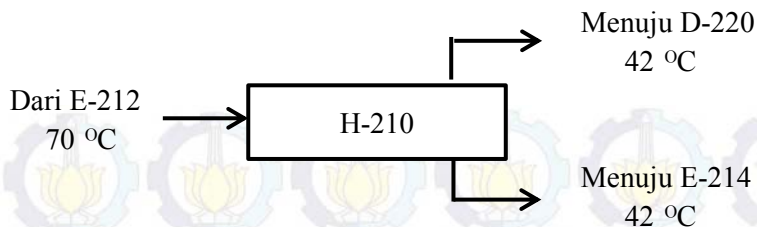
Neraca energi :

Komponen		Masuk	Komponen		Keluar
<u>Dari R-110</u>			<u>Menuju E-212</u>		
CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827944,0		CH ₃ CH ₂ OH (g)	294565245,47	
H ₂ O (g)	1281532403		H ₂ O (g)	1270793680,9	
CH ₃ CHO (g)	66262874,56		CH ₃ CHO (l)	76245261,36	
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,06		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	21649643,33	
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,50		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	8334590,22	
CH ₃ COOH (g)	21815008,06		CH ₃ COOH (g)	21041312,62	
H ₂ (g)	6814908,67		H ₂ (g)	1772664,11	
	1754195693,22			1694402398,0	
			Qserap	59793295,24	
	1754195693,22			1754195693,22	

5. Flash Tank (H-210)

Fungsi : Untuk memisahkan fase cair dan fase gas berdasarkan perubahan tekanan secara mendadak.

- Kondisi operasi
- * Tekanan masuk
 - * Tekanan keluar
 - * Suhu masuk
 - * Suhu keluar



Neraca energi total :

H bahan masuk + Q = H bahan keluar

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned}\text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar cooler (E-212)} \\ &= 1694402397,98 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

1. Entalpi vapor pada suhu 42°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	470,499	17	-	-	-
H ₂ O	3340,38	17	-	-	-
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,6381	21,8
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	703,277	17	-	-	-
CH ₃ COOC ₂ H ₅	511,049	17	-	-	-
CH ₃ COOH	5,6E+07	17	-	-	-
H ₂	-	-	-	6,60062	17

Entalpi keluar flash tank

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	67,7047	541534,84

H ₂ O	10,774	611815,92
CH ₃ CHO	300,354	3008535,25
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,53314	6374,07
CH ₃ COOC ₂ H ₅	1,60374	13932,97
CH ₃ COOH	0,82013	781307705,21
H ₂	3016,61	338495,33

2. Entalpi liquid pada suhu 42°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(l)}	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	470,499	17	3409,94	27274345,67
H ₂ O	3340,38	17	796,039	45204260,00
CH ₃ CHO	472,756	17	5374,69	43195585,98
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	832,527	17	43,142	610586,60
CH ₃ COOC ₂ H ₅	703,277	17	70,2801	840248,93
CH ₃ COOH	511,049	17	73,777	640961,57

Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Q

$$1694402397,98 = 785828394 + 117765988,7 + Q$$

$$Q = 790808015,64$$

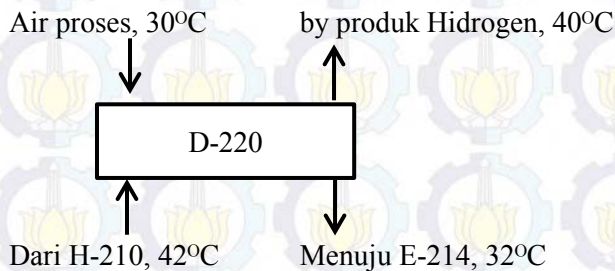
Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari E-212		Vapor ke D-220	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	294565245,5	CH ₃ CH ₂ OH (g)	541534,84
H ₂ O (g)	1270793681	H ₂ O (g)	611815,92
CH ₃ CHO (g)	76245261,4	CH ₃ CHO (g)	3008535,25
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	21649643,3	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	6374,07

$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (g)	8334590,2	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (g)	13932,97
CH_3COOH (g)	21041312,6	CH_3COOH (g)	781307705,2
H_2 (g)	1772664,1	H_2 (g)	338495,33
	<u>1694402397,98</u>		<u>785828393,6</u>
		Liquid ke E-214	
		$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (l)	27274345,67
		H_2O (l)	45204260,00
		CH_3CHO (l)	43195585,98
		$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (l)	610586,60
		$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (l)	840248,93
		CH_3COOH (l)	640961,57
		H_2 (l)	<u>0,00</u>
			117765988,7
		Q	790808015,64
	1694402397,98		1694402397,98

6. Absorber (D-220)

Fungsi : Menyerap gas acetaldehyde dengan air



Neraca energi total :

$H_{\text{bahan masuk}} = H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{serap}}$

Entalpi bahan masuk :

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar cooler
 = 1754195693,22 kkal

Entalpi air proses dari utilitas pada suhu = 30°C

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
H ₂ O (l)	913,555	5	1122,53244	5127473,299

Total entalpi bahan masuk = 1759323166,52 kkal

Entalpi bahan keluar :

1. Entalpi by produk Hidrogen pada suhu 40°C

$$H = \int_{T_{ref}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) + \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	13333,9	11,7591	-38,4
H ₂ O	21008,3	74,97	12441	8,05437	-60
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	10,6381	19,8
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	18935,7	21,7204	-77,4
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2225,44	52,1	11790,2	23,8552	-37,1
CH ₃ COOH	3032,97	93	9603,01	9,60803	-78
H ₂	-	-	-	6,60062	19,7

Entalpi by produk hidrogen keluar

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	0	0,00
H ₂ O	10,774	17098681,33
CH ₃ CHO	0	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0	0,00
CH ₃ COOH	0	0,00
H ₂	3016,61	392654,58

2. Entalpi gas terserap pada suhu = 32°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	190,262	7	67,7047	90171,69
H ₂ O	1294,52	7	1122,53	10172018,55
CH ₃ CHO	190,988	7	300,354	401547,59
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	334,642	7	0,53314	1248,88
CH ₃ COOC ₂ H ₅	287,272	7	1,60374	3224,95
CH ₃ COOH	208,513	7	0,82013	1197,05
H ₂	2,2E+07	-	0	0,00

$$\begin{aligned}\text{Total entalpi bahan keluar} &= 17491335,91 + 10669408,72 \\ &= 28160744,63\end{aligned}$$

Neraca energi total :

H bahan masuk = H bahan keluar + Qserap

$$1759323166,52 = 28160744,63 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 1731162421,89$$

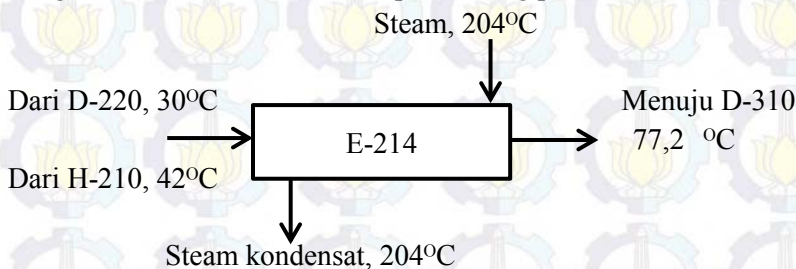
Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Dari H-210		by produk hidrogen	
CH ₃ CH ₂ OH (g)	345827944,0	CH ₃ CH ₂ OH (g)	0,00
H ₂ O (g)	1281532403	H ₂ O (g)	17098681,33
CH ₃ CHO (g)	66262874,6	CH ₃ CHO (g)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	22553123,1	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (g)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	9389431,5	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (g)	0,00
CH ₃ COOH (g)	21815008,1	CH ₃ COOH (g)	0,00
H ₂ (g)	6814908,7	H ₂ (g)	392654,58
	<u>1754195693,22</u>		<u>17491335,9</u>

Air proses dari utilitas		Gas terserap menuju ke E-214	
H ₂ O (l)	5127473,30	CH ₃ CH ₂ OH (l)	90171,69
		H ₂ O (l)	10172018,55
		CH ₃ CHO (l)	401547,59
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	1248,88
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	3224,95
		CH ₃ COOH (l)	1197,05
		H ₂ (l)	0,00
			10669408,7
		Qserap	1731162421,9
1759323166,52		1759323166,52	

7. Heater (E-214)

Fungsi : memanaskan bahan sampai boiling point feed distilasi



Neraca energi total :

$$H \text{ bahan masuk} + Q_{\text{supply}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{loss}}$$

Entalpi bahan masuk :

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar absorber} + \text{Entalpi keluar flash tank} \\
 &= 128435397,5 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi liquid ke D-310 pada suhu = 77,2°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1548,49	52,2	3477,65	281101819,61
H_2O	12720,7	52,2	1918,57	1273967230,73
CH_3CHO	1557,58	52,2	5675,04	461412968,60
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	2777,11	52,2	43,6751	6331369,28
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2229,93	52,2	71,8839	8367447,18
CH_3COOH	1625,53	52,2	74,5971	6329746,77

Neraca energi total :

H bahan masuk + Qsupply = H bahan keluar + Qloss

Q loss = 5% dari Q supply (Ulrich)

$$128435397 + Q \text{ supply} = 2037510582,17 + 5\% Q \text{ supply}$$

$$Q \text{ supply} = 2009552826 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ loss} = 100477641 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg (Smith Van Ness; Steam Table F.1)}$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 2009552826 / 459,253$$

$$= 4375699,9 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
<u>liquid Dari H-210</u>		<u>Menuju D-310</u>	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH (l)}$	27274345,7	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH (l)}$	281101819,61
$\text{H}_2\text{O (l)}$	45204260,0	$\text{H}_2\text{O (l)}$	1273967230,7
$\text{CH}_3\text{CHO (l)}$	43195586,0	$\text{CH}_3\text{CHO (l)}$	461412968,60
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH (l)}$	610586,6	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH (l)}$	6331369,28
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5 \text{ (l)}$	840248,9	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5 \text{ (l)}$	8367447,18
$\text{CH}_3\text{COOH (l)}$	640961,6	$\text{CH}_3\text{COOH (l)}$	6329746,77

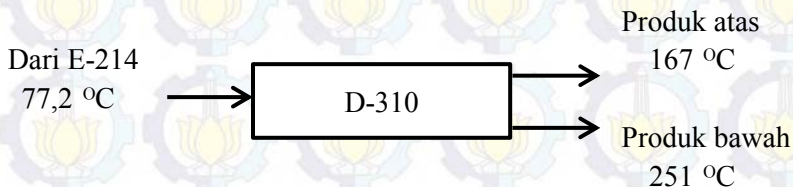
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	117765988,75		2037510582,2
liquid Dari D-220		Qloss	100477641,3
CH ₃ CH ₂ OH (l)	90171,7		
H ₂ O (l)	10172018,6		
CH ₃ CHO (l)	401547,6		
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	1248,9		
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	3225,0		
CH ₃ COOH (l)	1197,1		
H ₂ (l)	0,0		
	10669408,72		
Qsupply	2009552826		
	2137988223,47		2137988223,47

8. Kolom Distilasi I (D-310)

Fungsi : memisahkan acetaldehyde dari etanol

Kondisi operasi * Tekanan = 6 atm

* Suhu = trial boiling point feed



Neraca energi total :

H bahan keluar + Qreboiler = H bahan keluar + Qcondensor + Qloss

F.Hf + Qreboiler = D. Hd + B.Hb + Qcondensor + Qloss

Entalpi bahan masuk (F.Hf) :

Entalpi liquid dari E-214 pada suhu = 77,2 °C

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar heater (E-214)

= 2037510582,2 kkal

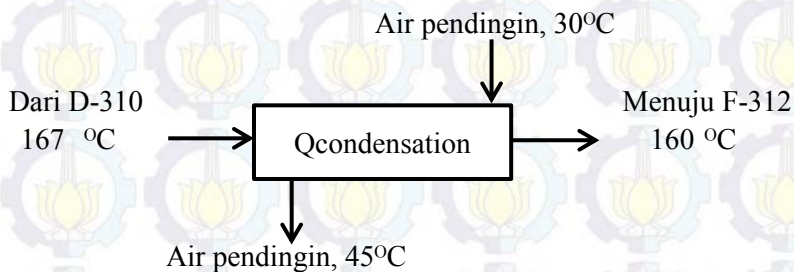
Dari Neraca massa :

Berat Vapor (V) dan Refluks (L) :

Komponen	V (kmol)	L (kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	13656,1129	7981,0707
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000

Neraca energi sekitar Condensor (Qcondensation) :

$$Q_{\text{condensation}} = V.HV - D.HD - L.HL$$



Entalpi Vapor (V.HV) pada suhu 168 °C (terjadi perubahan fase)

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(l)}	ΔT	λ	C _{p(g)}	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	13333,9	49200	89,6
H ₂ O	21008,3	74,97	12441	34096,4	68
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	44510	148
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	18935,7	90878	50,6
CH ₃ COOC ₂ H ₅	2225,44	52,1	11790,2	99810	90,9
CH ₃ COOH	3032,97	93	9603,01	40200	50
H ₂	-	-	-	27617	148

Entalpi vapor

Komponen	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00
CH ₃ CHO	13656,11	89971458491,20
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,00
CH ₃ COOH	0,0000	0,00
H ₂	0,0000	0,00

Entalpi Distilat (D.HD) pada suhu 160°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(0)}	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	135	0,00	0,00
H ₂ O	54422,1	135	0,00	0,00
CH ₃ CHO	4822,45	135	5675,04	3694625216,19
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	135	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	135	0,00	0,00
CH ₃ COOH	4640,9	135	0,00	0,00

Entalpi Refluks (L.HL) pada suhu 160°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(0)}	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	135	0,00	0,00
H ₂ O	54422,1	135	0,00	0,00
CH ₃ CHO	4822,45	135	7981,07	5195920041,41
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	135	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	135	0,00	0,00
CH ₃ COOH	4640,9	135	0,00	0,00

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= V.H_v - D.HD - L.HL \\
 &= 89971458491 - 3694625216,19 - \\
 &\quad 5195920041,41
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{condensation}} = 81080913234$$

Kebutuhan pendingin :

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ulrich} : 427)$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 45^{\circ}\text{C} \quad (\text{Ulrich} : 427)$$

$$\text{Cp pendingin} = 1 \text{ kkal/kg.}^{\circ}\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$Q_{\text{condensor}} = m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T$$

$$= \frac{Q_{\text{conden}}}{\text{Cp} \cdot \Delta T} = \frac{81080913233,6}{15} = 5405394216 \text{ kg}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi Bottom (B.HB) pada suhu 251 C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(l)}	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	10390,6	226	3477,65	8166451881,88
H ₂ O	154216	226	1918,57	66867831304,3
CH ₃ CHO	9940,19	226	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	15934,4	226	43,68	157281402,92
CH ₃ COOC ₂ H ₅	12123,3	226	71,88	196952207,62
CH ₃ COOH	8829	226	74,60	148847664,88

Neraca energi total :

$$H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{reboiler}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

$$95\%Q_{\text{reboiling}} = 3694625216,19 + 75537364461,62 + 81080913234 - 2037510582,2$$

$$Q_{\text{reboiling}} = 1,66606\text{E}+11 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 8330283807 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg} \quad (\text{Smith Van Ness; Steam Table F.1})$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 1,66606\text{E}+11 / 459,253$$

$$= 362775455 \text{ kg}$$

Neraca energi :

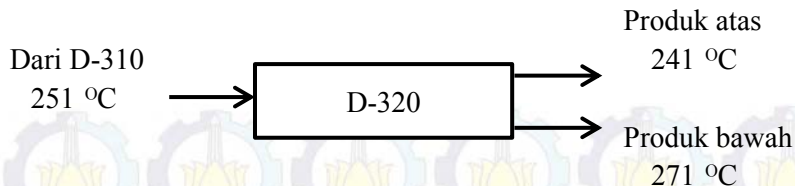
Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Liquid dari E-214		Produk atas	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	281101819,6	CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,00
H ₂ O (l)	1273967231	H ₂ O (l)	0,00
CH ₃ CHO (l)	461412968,6	CH ₃ CHO (l)	3694625216,2
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	6331369,3	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	8367447,2	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,00
CH ₃ COOH (l)	6329746,8	CH ₃ COOH (l)	0,00
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	2037510582,17		3694625216,2
Qreboilling	1,66606E+11	Produk bawah	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	8166451881,9
		H ₂ O (l)	66867831304
		CH ₃ CHO (l)	0,00
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	157281402,92
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	196952207,62
		CH ₃ COOH (l)	148847664,88
		H ₂ (l)	0,00
			75537364462
		Qcondensation	81080913234
		Qloss	8330283807
	168643186718,21		168643186718,21

9. Kolom Distilasi II (D-320)

Fungsi : memisahkan etil asetat dan etanol dari komponen lainnya.

Kondisi operasi * Tekanan = 6 atm

* Suhu = trial boiling point feed



Neraca energi total :

$$H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{reboiler}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

$$F.H_f + Q_{\text{reboiler}} = D.H_d + B.H_b + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

Entalpi bahan masuk (F.H_f) :

Entalpi liquid dari D-310 pada suhu = 251 °C

$$\begin{aligned} \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar distilasi (D-310)} \\ &= 75537364461,6 \text{ kkal} \end{aligned}$$

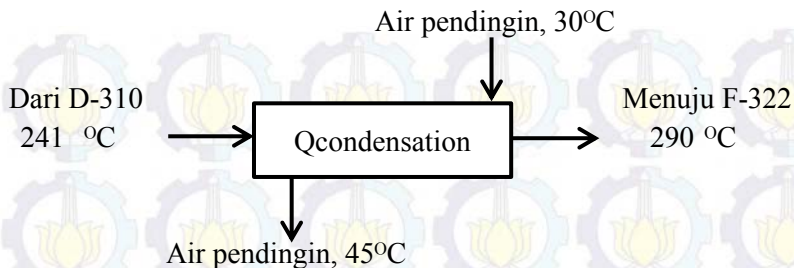
Dari Neraca massa :

Berat Vapor (V) dan Refluks (L) :

Komponen	V (kmol)	L (kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	10229,8239	6752,1776
H ₂ O	564,3658	372,5087
CH ₃ CHO	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	211,4532	139,5693
CH ₃ COOH	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000

Neraca energi sekitar Condensor ($Q_{\text{condensation}}$) :

$$Q_{\text{condensation}} = V.HV - D.HD - L.HL$$



Entalpi Vapor ($V.HV$) pada suhu 241°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	49207,9	569
H_2O	21008,3	74,97	12441	48670,6	569
CH_3CHO	-128,128	-4,8	9169,69	44630,8	569
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	5364,69	92,4	18935,7	90878,1	569
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2225,44	52,1	11790,2	99810,4	569
CH_3COOH	3032,97	93	9603,01	40219,1	569
H_2	-	-	-	27617,1	569

Entalpi vapor

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	10229,82	287506040087,50
H_2O	564,3658	16529352685,64
CH_3CHO	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	211,4532	12039045996,90
CH_3COOH	0,0000	0,00
H_2	0,0000	0,00

Entalpi Distilat (D.HD) pada suhu 240°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	215	3477,65	3631759399,36
H ₂ O	54422,1	215	191,86	2244872987,15
CH ₃ CHO	4822,45	215	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	215	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	215	71,88	98144836,71
CH ₃ COOH	4640,9	215	0,00	0,00

Entalpi Refluks (L.HL) pada suhu 240°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	215	6752,18	7051402623,29
H ₂ O	54422,1	215	372,51	4358632147,64
CH ₃ CHO	4822,45	215	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	215	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	215	139,57	190557435,93
CH ₃ COOH	4640,9	215	0,00	0,00

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= V.H_v - D.HD - L.HL \\
 &= 3,16074E+11 - 5974777223,23 - \\
 &\quad 11600592207
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{condensation}} = 2,98499E+11$$

Kebutuhan pendingin :

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$C_p \text{ pendingin} = 1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= m. C_p. \Delta T \\
 &= \frac{Q_{\text{conden}}}{C_p. \Delta T} = \frac{2,98499E+11}{15} = 1,9900E+10 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi Bottom (B.HB) pada suhu 271 C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(0)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	10390,6	246	0,00	0,00
H ₂ O	154216	246	1726,71	65506804649,5
CH ₃ CHO	9940,19	246	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	15934,4	246	43,68	171200111,14
CH ₃ COOC ₂ H ₅	12123,3	246	0,00	0,00
CH ₃ COOH	8829	246	74,60	162020024,61

Neraca energi total :

H bahan keluar + Qreboiler = H bahan keluar + Qcondensor + Qloss

$$95\%Q_{reboiling} = 5974777223,23 + 65840024785,20 + \\ 2,98499E+11 - 75537364461,6$$

$$Q_{reboiling} = 3,10291E+11 \text{ kkal}$$

$$Q_{loss} = 15514552994 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg (Smith Van Ness; Steam Table F.1)}$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 3,10291E+11 / 459,253 \\ = 675643130 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Liquid dari D-310		Produk atas	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	8166451882	CH ₃ CH ₂ OH (l)	3631759399,4
H ₂ O (l)	66867831304	H ₂ O (l)	2244872987,2
CH ₃ CHO (l)	0,0	CH ₃ CHO (l)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	157281402,9	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	196952207,6	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	98144836,71

CH ₃ COOH (l)	148847664,9	CH ₃ COOH (l)	0,00
H ₂ (l)	0,0	H ₂ (l)	0,00
	75537364462		5974777223,2
Qreboiling	3,10291E+11	Produk bawah	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
		H ₂ O (l)	65506804649
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	171200111,1
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	162020024,6
		H ₂ (l)	0,0
			65840024785
		Qcondensation	298499069340
		Qloss	15514552994
	385828424342,41		385828424342,41

10. Extractive Distillation (D-330)

Fungsi : memisahkan etil asetat dengan etanol menggunakan solvent.

Kondisi operasi * Tekanan = 6 atm

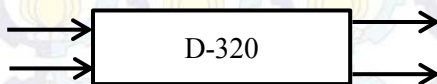
* Suhu = trial boiling point feed

Dari D-320

241 °C

Solvent

30 °C



Produk atas

296 °C

Produk bawah

261 °C

Neraca energi total :

H bahan keluar + Qreboiler = H bahan keluar + Qcondensor + Qloss

F.Hf + Qreboiler = D. Hd + B.Hb + Qcondensor + Qloss

Entalpi bahan masuk (F.Hf) :

Entalpi liquid dari D-320 pada suhu = 241 °C

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar distilasi (D-320)
 = 5974777223,2 kkal

Entalpi etilen glikol = 0 kkal

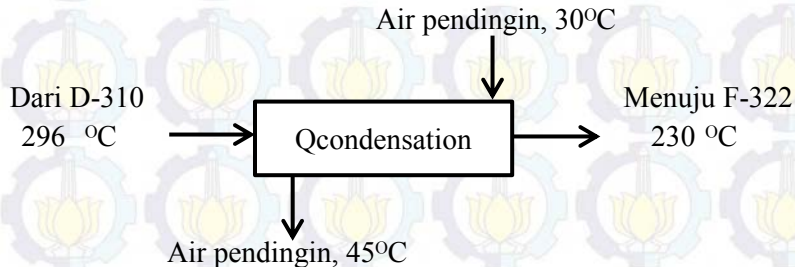
Dari Neraca massa :

Berat Vapor (V) dan Refluks (L) :

Komponen	V (kmol)	L (kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	179,6223	107,7384
CH ₃ COOH	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,0000

Neraca energi sekitar Condensor (Qcondensation) :

Qcondensation = V.HV - D.HD - L.HL



Entalpi Vapor (V.HV) pada suhu 296°C

$$H = \int_{T_{ref}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	C _{p(l)}	ΔT	λ	C _{p(g)}	ΔT
CH ₃ CH ₂ OH	1587,08	53,37	13333,9	49207,9	569
H ₂ O	21008,3	74,97	12441	48670,6	569
CH ₃ CHO	-128,128	-4,8	9169,69	44630,8	569
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	5364,69	92,4	18935,7	90878,1	569

$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2225,44	52,1	11790,2	99810,4	569
CH_3COOH	3032,97	93	9603,01	40219,1	569
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0	-	-	-	569

Entalpi vapor

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	0,000	0,00
H_2O	0,0000	0,00
CH_3CHO	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	179,6223	10226759580,88
CH_3COOH	0,0000	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,0000	0,00

Entalpi Distilat (D.HD) pada suhu 230°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$\text{Cp}_{(l)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	4857,28	205	0,00	0,00
H_2O	54422,1	205	0,00	0,00
CH_3CHO	4822,45	205	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	8492,12	205	0,00	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6350,35	205	71,88	93579960,58
CH_3COOH	4640,9	205	0,00	0,00

Entalpi Refluks (L.HL) pada suhu 230°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$\text{Cp}_{(l)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	4857,28	205	0,00	0,00
H_2O	54422,1	205	0,00	0,00
CH_3CHO	4822,45	205	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	8492,12	205	0,00	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6350,35	205	107,74	140256148,70
CH_3COOH	4640,9	205	0,00	0,00

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= V.H_v - D.H_D - L.H_L \\
 &= 10226759580,9 - 93579960,58 - \\
 &\quad 140256148,70
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{condensation}} = 9992923471,6$$

Kebutuhan pendingin :

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$C_p \text{ pendingin} = 1 \text{ kkal/kg} \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= \frac{Q_{\text{conden}}}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{9992923471,6}{15} = 666194898 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi Bottom (B.HB) pada suhu 261 C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(0)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	10390,6	236	3477,65	8527799310,28
H_2O	154216	236	191,86	6982658490,2
CH_3CHO	9940,19	236	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	15934,4	236	0,00	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	12123,3	236	0,00	0,00
CH_3COOH	8829	236	0,00	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0	236	2738,84	0,00

Neraca energi total :

$$H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{reboiler}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

$$\begin{aligned}
 95\%Q_{\text{reboilling}} &= 93579960,58 + 15510457800,47 + \\
 &\quad 9992923471,6 - 5974777223,2
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{reboilling}} = 20654930536,2 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 1032746527 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg} \quad (\text{Smith Van Ness; Steam Table F.1})$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 20654930536,2 / 459,253$$

$$= 44975069,3 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Liquid dari D-320		Produk atas	
CH ₃ CH ₂ OH (l)	3631759399	CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
H ₂ O (l)	2244872987	H ₂ O (l)	0,00
CH ₃ CHO (l)	0	CH ₃ CHO (l)	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0	CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	98144836,7	CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	93579960,58
CH ₃ COOH (l)	0,0	CH ₃ COOH (l)	0,00
	5974777223,23	C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00
C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0		93579960,6
Qreboilling	20654930536,2	Produk bawah	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	8527799310,3
		H ₂ O (l)	6982658490
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	0,0
		C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,0
			15510457800
		Qcondensation	9992923472
		Qloss	1032746527
	26629707759,46		26629707759,46

11. Distilasi III (D-340)

Fungsi : memisahkan etanol dengan solvent (etilen glikol).

Kondisi operasi * Tekanan = 6 atm

* Suhu = trial boiling point feed



Neraca energi total :

$$H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{reboiler}} = H \text{ bahan keluar} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

$$F.H_f + Q_{\text{reboiler}} = D.H_d + B.H_b + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$$

Entalpi bahan masuk (F.H_f) :

Entalpi liquid dari D-330 pada suhu = 261 °C

$$\begin{aligned} \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar distilasi (D-330)} \\ &= 15510457800,5 \text{ kkal} \end{aligned}$$

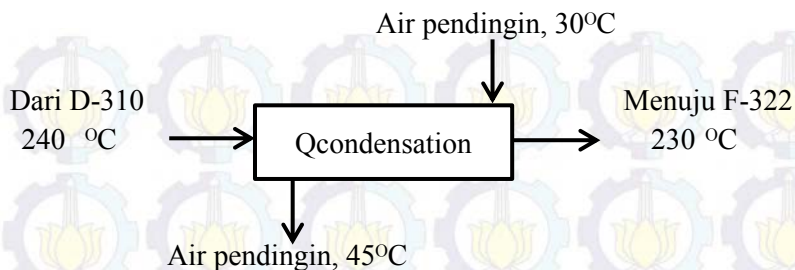
Dari Neraca massa :

Berat Vapor (V) dan Refluks (L) :

Komponen	V (kmol)	L (kmol)
CH ₃ CH ₂ OH	30566,3279	27088,6815
H ₂ O	1686,3038	1494,4467
CH ₃ CHO	0,0000	0,0000
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,0000	0,0000
CH ₃ COOC ₂ H ₅	0,0000	0,0000
CH ₃ COOH	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆ O ₂	0,0000	0,0000

Neraca energi sekitar Condensor ($Q_{\text{condensation}}$) :

$$Q_{\text{condensation}} = V.HV - D.HD - L.HL$$



Entalpi Vapor ($V.HV$) pada suhu 240°C

$$H = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} C_p dT + (n \cdot \lambda) \quad (\text{terjadi perubahan fase})$$

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	λ	$C_{p(g)}$	ΔT
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	1587,08	53,37	13333,9	58621,6	569
H_2O	21008,3	74,97	12441	57957,3	569
CH_3CHO	-128,128	-4,8	9169,69	52382,5	569
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	5364,69	92,4	18935,7	99582,1	569
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	2225,44	52,1	11790,2	103817	569
CH_3COOH	3032,97	93	9603,01	64746	569
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0	-	-	-	569

Entalpi vapor

Komponen	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	30566,33	1022826572988,44
H_2O	1686,30	58302106058,15
CH_3CHO	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	0,0000	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,0000	0,00
CH_3COOH	0,0000	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0,0000	0,00

Entalpi Distilat (D.HD) pada suhu 230°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	205	3477,65	3462840358
H ₂ O	54422,1	205	191,86	2140460290
CH ₃ CHO	4822,45	205	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	205	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	205	0,00	0,00
CH ₃ COOH	4640,9	205	0,00	0,00

Entalpi Refluks (L.HL) pada suhu 230°C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(l)}$	ΔT	kmol	H
CH ₃ CH ₂ OH	4857,28	205	27088,68	26973352280
H ₂ O	54422,1	205	1494,45	16672841796
CH ₃ CHO	4822,45	205	0,00	0,00
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	8492,12	205	0,00	0,00
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6350,35	205	0,00	0,00
CH ₃ COOH	4640,9	205	0,00	0,00

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= V.H_v - D.HD - L.HL \\
 &= 1081128679047 - 5603300647,61 - \\
 &\quad 43646194076
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{condensation}} = 1031879184323$$

Kebutuhan pendingin :

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} \quad (\text{Ulrich : 427})$$

$$C_p \text{ pendingin} = 1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \quad (\text{perry 8th ed})$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensor}} &= m. C_p. \Delta T \\
 &= \frac{Q_{\text{conden}}}{C_p. \Delta T} = \frac{1,03188\text{E}+12}{15} = 6,8792\text{E}+10 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Entalpi bahan keluar :

Entalpi Bottom (B.HB) pada suhu 269 C

Hasil perhitungan ditabelkan :

Komponen	$C_{p(0)}$	ΔT	kmol	H
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	10390,6	236	0,00	0,00
H_2O	154216	236	0,00	0,0
CH_3CHO	9940,19	236	0,00	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$	15934,4	236	0,00	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	12123,3	236	0,00	0,00
CH_3COOH	8829	236	0,00	0,00
$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	0	236	2738,84	0,00

Neraca energi total :

$H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{reboiler}} = H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{loss}}$

$$95\%Q_{\text{reboiling}} = 5603300647,61 + 0,00 + 1031879184323 - 15510457800,5$$

$$Q_{\text{reboiling}} = 1075760028601 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 53788001430 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Steam :

Dipakai Steam pada tekanan 17 atm dan suhu 204 °C (Ulrich)

$$\lambda_{\text{steam}} = 459,253 \text{ kkal/kg (Smith Van Ness; Steam Table F.1)}$$

$$\lambda_{\text{steam}} = M_{\text{steam}} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$M_{\text{steam}} = Q / \lambda_{\text{steam}} = 1075760028601 / 459,253$$

$$= 2342413193 \text{ kg}$$

Neraca energi :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Liquid dari D-330		Produk atas	
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (l)	8527799310	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ (l)	3462840357,5
H_2O (l)	6982658490	H_2O (l)	2140460290,1
CH_3CHO (l)	0	CH_3CHO (l)	0,00
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (l)	0,0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{OH}$ (l)	0,00
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (l)	0,0	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ (l)	0,00

CH ₃ COOH (l)	0,0	CH ₃ COOH (l)	0,00
C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00	C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,00
	15510457800		5603300647,6
Qreboilling	1075760028601	Produk bawah	
		CH ₃ CH ₂ OH (l)	0,0
		H ₂ O (l)	0
		CH ₃ CHO (l)	0,0
		CH ₃ (CH ₂) ₃ OH (l)	0,0
		CH ₃ COOC ₂ H ₅ (l)	0,0
		CH ₃ COOH (l)	0,0
		C ₂ H ₆ O ₂ (l)	0,0
			0
		Qcondensation	1031879184323
		Qloss	53788001430
	1091270486401,03		1091270486401,03

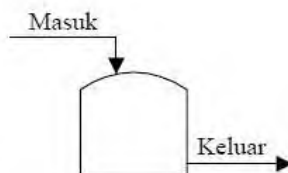
APPENDIKS C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas produksi	=	75000 ton/tahun
waktu operasi	=	24 jam/hari ; 300 hari/tahun
satuan massa	=	kilogram
satuan panas	=	kilokalori

TANGKI ETANOL F-111

fungsi	:	Untuk menampung bahan baku awal yang akan digunakan sebagai feed pada proses pembuatan asetaldehida.
type	:	silinder tegak, tutup bawah datar dan tutup atas dish
dasar pemilihan	:	umum digunakan untuk liquid pada tekanan atmosferic
kondisi operasi	:	Tekanan = 1 atm = 14,696 psia Suhu = 30°C waktu penyimpanan = 7 hari



Perhitungan :

Bahan masuk :

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	281548,8	0,96	0,789
H_2O	11731,24	0,04	1,00
	293280,04	1,00	

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\Sigma (\text{fraksi berat}/\rho \text{ bahan})} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

(1 gr/cc = 62.43lb/cuft)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{(0.96/0.789) + (0.04/1)} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho \text{ campuran} = 49,68 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = 293280,04 \text{ kg} = 646565,18 \text{ lb}$$

(1 kg = 2.2046 lb)

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{646565,18 \text{ lb}}{49,68 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 13015,50 \text{ cuft}$$

Direncanakan penyimpanan untuk 7 hari, dengan 7 buah tangki (memudahkan pengisian dan proses pengosongan), sehingga volume masing-masing tangki adalah :

$$= \frac{13015,50 \text{ cuft} \times 7}{7}$$

$$= 13015,50 \text{ cuft}$$

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

$$\text{maka volume tangki} = 13015,50 \times (100/80)$$

$$= 16269,38 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

$$\text{asumsi dimensi rasio : } H/D = 3 \quad (\text{ulrich : tabel 4-27})$$

$$\text{volume} = 1/4 \pi (D^2) H$$

$$16269,38 = 1/4 \pi (D^2) D$$

$$D = 19,05$$

$$D \approx 20 \text{ ft} = 240 \text{ in}$$

$$H = 60 \text{ ft}$$

$$\approx 64 \text{ ft} = 768 \text{ in}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t \text{ min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan :

- t_{min} = tebal shell minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)
- C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
- E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
- f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$P_{operasi} = P_{hidrostatik}$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times H}{144} = 0,345 \text{ H}$$

P_{design} diambil 10% lebih besar dari $P_{operasi}$ untuk faktor keamanan.

$$P_{design} = 1,1 \times 0,345 = 0,3795 \text{ psia}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 240 = 120 \text{ in}$$

$$t_{min} = \frac{0,3794736 \text{ H} \times 120}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 0,3795)} + 0,125$$

$$= 0,0045 \text{ H} + 0,125$$

Perhitungan tebal shell pada tiap course :

$$\text{Course 1 } t = 0,0045 \times 64 + 0,125$$

$$= 0,413 \text{ in}$$

$$= 1/2 \text{ in}$$

$$L = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n}$$

$$= 6,28 \text{ ft}$$

$$\text{Course 2 } t = 0,0045 \times 56 + 0,125$$

$$= 0,377 \text{ in}$$

$$= 7/16 \text{ in}$$

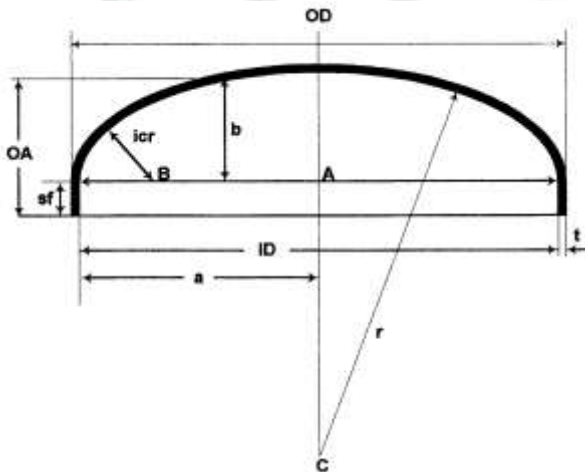
$$\begin{aligned}
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,28 \text{ ft} \\
 \text{Course 3 } t &= 0,0045 \times 48 + 0,125 \\
 &= 0,3410 \text{ in} \\
 &= 3/8 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,28 \text{ ft} \\
 \text{Course 4 } t &= 0,0045 \times 40 + 0,125 \\
 &= 0,305 \text{ in} \\
 &= 5/16 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,28 \text{ ft} \\
 \text{Course 5 } t &= 0,0045 \times 32 + 0,125 \\
 &= 0,269 \text{ in} \\
 &= 5/16 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,28 \text{ ft} \\
 \text{Course 6 } t &= 0,0045 \times 24 + 0,125 \\
 &= 0,233 \text{ in} \\
 &= 1/4 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,27 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 7} \quad t &= 0,0045 \times 16 + 0,125 \\
 &= 0,197 \text{ in} \\
 &= 1/4 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,27 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Course 8} \quad t &= 0,0045 \times 8 + 0,125 \\
 &= 0,161 \text{ in} \\
 &= 3/16 \text{ in} \\
 L &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \\
 &= 6,27 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal Head

bentuk head = standard dished (torispherical dished head)



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$\text{th} = \frac{0.885 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young :

$$\begin{aligned} \text{icr} &= 14 \frac{7}{16} = 14,44 \\ r &= 180 \end{aligned}$$

sehingga :

$$\begin{aligned} \text{th} &= \frac{0,885 \times 0,37947 \times 180 + 0,125}{(12650 \times 0,8) - (0,1 \times 0,3795)} \\ &= 0,13 \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/16 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$\text{OD} = 240,375 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 240 \text{ in} = 12 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(\text{th}) \\ &= 240 - 2 \times 14,44 \\ &= 239,63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID}}{2} \\ &= \frac{239,63}{2} \\ &= 119,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 165,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \\ &= 105 \frac{9}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\ &= \sqrt{(171,25^2) - (110,75^2)} \\ &= 127,54 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \text{AC} \\ &= 52,46 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{ts} + b + \text{sf} \\ &= 0,1875 + 52,46 + 1,5 \\ &= 54,14 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 822,14 \text{ in} = 68,5119$$

Dipakai tebal head = 5/16 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{14,4375}{240} = 0,0602 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan

5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (D_i)^3$$

dimana : V = volume, ft^3

D_i = diameter, in

$$V = 0.000049 \times (D_i)^3$$

$$= 677,376 \quad \text{ft}^3$$

$$= 18,88 \quad \text{m}^3$$

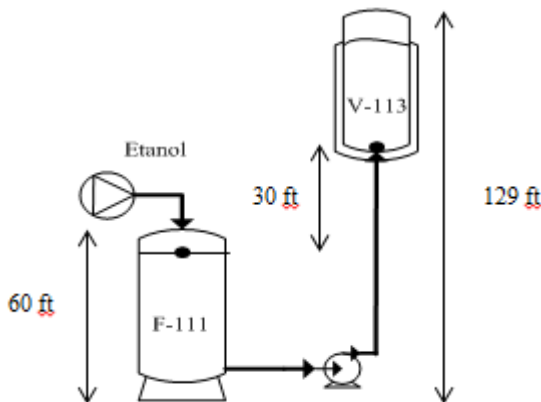
Spesifikasi tangki Etanol

Spesifikasi	Keterangan
Nomor Kode	F-111
Fungsi	menampung ethyl alkohol
Type	silinder tegak, tutup bawah datar dan tutup atas standard dished
Volume	16269,37882 cuft = 2520.67 m^3
Diameter	20 ft
Tinggi	60 ft
Tebal Shell	
Course 1	1/2 in
Course 2	7/16 in
Course 3	3/8 in
Course 4	5/16 in
Course 5	5/16 in
Course 6	1/4 in
Course 7	1/4 in
Course 8	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	7 unit

POMPA (L-112)

Fungsi : mengalirkan ethyl alkohol dari tangki bahan baku ke vaporizer

Type : Pompa sentrifugal

**Data Konversi**

1 lb = 0,45359 kg
 1 cp = 0,000672 lb/ft.s
 1 ft³ = 7,481 gal
 1 m = 3,2808 ft
 1 ft = 12 in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg/jam)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
CH ₃ CH ₂ OH	11731,20	0,96	0,789
H ₂ O	488,80	0,04	1,00
	12220	1,00	

Rate masuk = 12220 kg/jam
 = 26940,63 lb/jam
 ρ campuran = 49,68 lb/ft³
 = 1,095 cp

$$= 0,000736 \text{ lb/ft s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate fluida, } Q &= 542,321 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,150645 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 67,61838 \text{ gpm} \\ &= 15,35738 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dianggap aliran turbulent

$$\begin{aligned} D_{i_{\text{opt}}} &= 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496}) \\ &= 2,76 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in} = 0,23958 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,20575 \text{ ft}$$

$$A = 4,78368 \text{ in}^2 = 0,03322 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 0,15064 / 0,03322 \\ &= 4,53476 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= 62991,4$$

(asumsi aliran turbulent dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2\alpha \text{gc} + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, 103)

dimana :

$$\begin{aligned} * \text{ faktor energi kinetik } \Delta v^2 / (2\alpha \text{gc}) &= 0 \\ (\text{ } v_1 &= v_2, \Delta v = 0) \end{aligned}$$

$$* \text{ beda tinggi } \Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} * \text{ Titik referens, } P_1 &= \text{ Tekanan dalam tangki} \\ &= 14,7 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P_2 = \text{Tekanan dalam vaporizer}$$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 1,47957$$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 2 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2\alpha gc \quad (k_f = 0,75)$$

$$\text{(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 20,564}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,24 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

$$\text{(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{9,5 \times 20,56404}{2 \times 32,174}$$

$$= 3,036 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 20,56404}{2 \times 32,174}$$

$$= 1,43809 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0013847$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0068$$

$$\text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L = 100 \text{ ft}$$

$$= 30,48 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} f_f &= 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc \\ &= \frac{4 \times 0,0068 \times 100 \times 21}{0,033 \times 2 \times 32} \\ &= 26,17 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \\ &\quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93}) \end{aligned}$$

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= K_c v^2 / 2agc \quad (K_c = 0,55) \\ &= \frac{0,6 \times 20,6}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\ &= 0,35 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$\begin{aligned} K_{ex} &= 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \\ &\quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93}) \end{aligned}$$

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned} h_e &= K_{ex} v^2 / 2agc \quad (K_{ex} = 1) \\ &= \frac{1 \times 20,56}{2 \times 0,5 \times 32,17} \\ &= 0,64 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma hf &= hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + h_c + h_e \\ &= 31,87 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned}
 \eta W_p &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf \\
 &= 0 + 30 + 1,47957 + 31,87 \\
 &= 61,87 \\
 \text{kapasitas} &= 67,62 \\
 \text{Efisiensi pompa, } \eta_p &= 62\% \\
 &\text{(Peters \& Timmerhauss, Gb.14-37 hal 520)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{61,9}{0,6} \\
 &= 99,79 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{99,791528 \times 7,48351}{550} \\
 &= 1,3578013 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 80\% \text{ (Peters \& Timmerhauss, Gb.14-38 hal 520)}$$

$$\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} = 1,70$$

Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-112
Fungsi	Memompa etanol ke HE E-113
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	67,618 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	1 atm
Discharge pressure	6 atm
Beda ketinggian	30 ft
Ukuran pipa	2,5 in OD, sch 40
Power pompa	1,70 hp
Jumlah	1 buah

VAPORIZER V-113

Fungsi : menguapkan ethanol pada suhu 330°C
 Type : silinder vertical, tutup dished dilengkapi dengan jaket pemanas
 Kondisi Operasi : kontinyu
 Tekanan operasi : 6 atm

Perhitungan :

Komposisi bahan masuk

komponen	BM	dari tangki	recycle
		kg/jam	kg/jam
CH ₃ CH ₂ OH	46,07	11731,20	6424,38
H ₂ O	18,02	488,80	228,07
		12220,00	6652,45
Total masuk		18872,45	

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\Sigma (\text{fraksi berat}/\rho)} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

(1 gr/cc = 62.43lb/cuft)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{(0.96/0.789) + (0.04/1)} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho \text{ campuran} = 49,68 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = 18872,45 \text{ kg/jam} = 41606,20 \text{ lb/jam}$$

(1 kg = 2.2046 lb)

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{41606,20 \text{ lb/jam}}{49,68 \text{ lb/cuft}} = 837,54 \text{ cuft/jam}$$

$$\text{waktu operasi} = 60 \text{ menit} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{volume bahan} = 837,54 \text{ cuft/jam} \times 1 \text{ jam} = 837,54 \text{ cuft}$$

asumsi bahan mengisi 50% volume tangki (50% ruang uap)

$$\text{volume tangki} = 837,54 \times (100/50)$$

$$= 1675,08 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki vaporizer dan ketebalannya :

Diambil dimensi rasio $L/D = 16/4 = 4$ (Tabel 4-7, Ulrich)

$$\text{volume tangki} = \frac{1}{4} \pi (D^2) L$$

$$1675,08 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$$

$$D = 8,11 \text{ ft}$$

$$D \approx 9 \text{ ft} = 108 \text{ in} = 2,74 \text{ m}$$

$$H = 36 \text{ ft} = 432 \text{ in} = 10,97 \text{ m}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psia

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 12,42 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 100,62 \text{ psia}$$

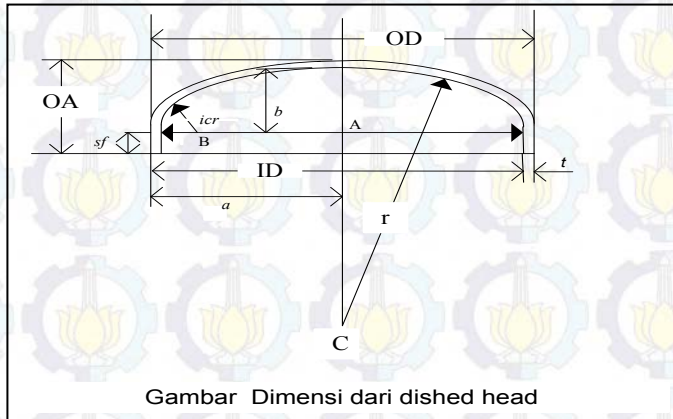
$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 110,68 \text{ psia}$$

$$r = 1/2D = 1/2 \times 108 = 54 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{110,68 \times 54}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 110,68)} + 0,125$$

$$= 0,72 \text{ in} \quad (\text{digunakan } t \text{ standar} = 3/4 \text{ in})$$

Dimensi tutup, standard torisphericaldishead :



$$OD = ID + 2th = 109,4476$$

$$\text{Untuk } OD = 114 \text{ in; didapatkan } rc = 180 \text{ in}$$

$$icr = 6 \frac{7}{8} \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, T-5.7})$$

digunakan persamaan 13.12 dari Brownell & Young

$$th = \frac{0.885 \times P \times rc + C}{fE - 0.1P} \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13.12})$$

dengan : th = tebal dishead minimum; in

P = tekanan tangki; psi

rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

C = faktor korosi; in (diambil 1/8)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi SA-283 grade C
maka $f = 12650 \text{ psi}$ (Perry 8th, T.28-11)

$$th = \frac{0,885 \times 110,68 \times 180 + 0,125}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 110,68)}$$

$$= 1,869 \text{ in} \quad \text{digunakan } t \text{ standar} = 1 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$D = 108 \text{ in} = 9 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(\text{th}) \\
 &= 107,6976 - 2 \times 0,88 \\
 &= 107,70 \text{ in} = 8,97 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{\text{ID}}{2} \\
 &= \frac{107,70}{2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 53,85 \text{ in} \\
 \text{BC} &= r - \text{icr} \\
 &= 180 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \\
 &= 53,85 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\
 &= 171,76 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \text{AC} \\
 &= 8,24 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OA} &= \text{ts} + b + \text{sf} \\
 &= 9 + 8,24 + 1,5 \\
 &= 18,74 \text{ in} = 1,6 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0,000049 \times (\text{Di})^3$$

dimana : V = volume, ft^3
 Di = diameter, in

$$\begin{aligned}
 V &= 0,000049 \times (\text{Di})^3 \\
 &= 0,035721 \text{ ft}^3 \\
 &= 18,97 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Perhitungan Jacket :

Perhitungan sistem penjaga suhu (Kern, 1983. halaman 719)
 dari neraca panas : suhu yang dijaga 250°C

$$\begin{aligned}
 Q &= 107659489,8 \text{ kkal/jam} \\
 &= 426949118,9 \text{ Btu/jam} \\
 \text{ suhu masuk rata-rata} &= 31 \text{ }^{\circ}\text{C} = 87,8 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \text{ suhu keluar rata-rata} &= 330 \text{ }^{\circ}\text{C} = 626 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \Delta T &= 538,2 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \text{Kebutuhan media} &= 234423,1079 \text{ kg/jam} \\
 &= 516809,1837 \text{ lb/jam} \\
 \text{densitas media} &= 766,042 \text{ kg/m}^3 \text{ (Perry 8ed, T. 2-30)} \\
 &= 47,8223 \text{ lb/cuft} \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{rate bahan (lb/jam)}}{\rho \text{ bahan (lb/cuft)}} \\
 &= 10806,86 \text{ cuft/jam} \\
 &= 3,00191 \text{ cuft/s} \\
 \text{asumsi kecepatan aliran} &= 10 \text{ lb/cuft} \\
 \text{Luas penampang} &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan aliran}} \\
 &= 0,30019 \text{ cuft/s} \\
 \text{Luas penampang} &= \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2) \\
 \text{dengan : } D_2 &= \text{diameter dalam jaket} \\
 D_1 &= \text{diameter luar bejana} = D_1 \text{ bejana} + (2 \times \text{tebal}) \\
 &= 19 + 2 \times 0,05208 \text{ ft} \\
 &= 19,104163 \text{ ft} \\
 \text{Luas penampang} &= \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2) \\
 0,300190529 &= \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - 19,1042^2) \\
 D_2 &= 19,11417 \text{ ft} \\
 \text{Spasi} = \frac{D_2 - D_1}{2} &= \frac{19,11417 - 19,1042}{2} \\
 &= 0,005003 \text{ ft} \\
 &= 0,060035 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi jaket :

$$UD = 200 \text{ (Kern, Tabel 8)}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{426949118,9}{200 \times 538} = 3966,5 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{jaket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{dished}}$$

$$A_{\text{shell}} = \pi D h \text{ (silinder)}$$

$$A_{\text{dished}} = 6,28 \times R_c \times h \text{ (Hesse, pers 4-16)}$$

$$R_c : \text{Radius of crown} = 180 \text{ in} = 15 \text{ ft}$$

$$h : \text{tinggi dished} = 1,56 \text{ ft}$$

$$A_{\text{dished}} = 6,28 \times 15 \times 1,56 = 147,136 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{jaket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{dished}}$$

$$3966,45 = (\pi (19,11417) h) + 147,14$$

$$h_{\text{jaket}} = 40,74 \text{ ft}$$

$$\text{tinggi tangki} = 36 \text{ ft}$$

Spesifikasi Vaporizer

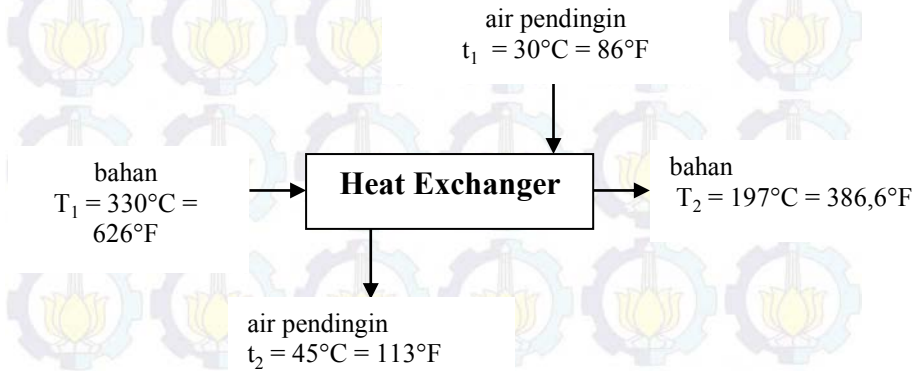
Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	V-113
Fungsi	menguapkan ethanol pada suhu 330°C
Tipe	silinder vertical, tutup dished dilegkapi dengan jaket pemanas
Dimensi shell :	
Diameter	9 ft
Tinggi	36 ft
Tebal shell	3/4 in
Dimensi tutup :	
Tebal tutup dished	1 7/8 in
Bahan kosntruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah tangki	1 buah
Jaket Pemanas :	
Diameter jaket	19,11 ft
Tinggi jaket	40,74 ft
Jacket spacing	0,060035 in

HEAT EXCHANGER (E-211)

fungsi = menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

temperatur masuk (T_1) = 330 = 626 F

temperatur keluar (T_2) = 197 = 386,6 F

fluida dingin

laju alir fluida masuk (w) = 46082,66667 kg/jam

= 92165,33 lb/jam

temperatur keluar (t_1) = 30 = 86 F

temperatur keluar (t_2) = 45 = 113 F

panas yang diserap (Q) = 691240,55 kkal/jam

Q = 2741277,56 Btu/jam

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 626 - 86 = 540$

$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 387 - 113 = 273,6$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 540 - 273,6 = 266,4$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 392,26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{626 - 387}{113 - 86} = 8,867$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{626 - 86} = 0,050$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,3$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \Delta T_{LMTD} \times Fr \\ &= 392 \times 0,3 \\ &= 118 \end{aligned}$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{626 + 386,6}{2} = 506,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

$$ID = 8 \text{ in}$$

$$\text{baffle space} = 12 \text{ in}$$

$$\text{passes} = 1 \text{ in}$$

tube shell

$$\text{number} = 26$$

$$\text{leght} = 16$$

$$OD = 3/4$$

$$BWG = 18$$

$$\text{pitch} = 1$$

$$\text{passes} = 2$$

fouling factor (R_d) fluida panas : 0,001 (Kern, table 12)

fouling factor (R_d) fluida dingin : 0,001 (Kern, table 12)

Total dirt factor (R_d) : 0,002

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$A_s = \frac{IDS \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

IDS = diameter dalam shell = 8 in

B = baffle spacing = 12 in

Pt = tube pitch = 0,93 in

C'' = clearance = 0,18 in

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{8 \times 0,18 \times 12}{144 \times 1} \\ &= 0,1290323 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5') kecepatan massa Gs

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{A_s} \\ &= \frac{92165,333}{0,1290323} \\ &= 714281,33 \text{ lbm/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

6') bilangan reynold (Re)

pada Tc = 506 °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0,01 \text{ cp} \\ &= 0,0241 \text{ lbm/ft.jam} \end{aligned}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \text{ in} = 0,07583 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 714281}{0,0241}$$

$$= 2247565,745$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 2247565,745$$

$$jH = 800$$

$$8') \text{ pada } T_c = 506^\circ F$$

$$C_p = 0,86 \text{ Btu/lbm.}^\circ F$$

$$k = 0,333 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ F/\text{ft})$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 900 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207$$

$$= 81,99$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh at' = 0,334

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 at' &= \text{luas permukaan} &= 0,334 &\text{ in} \\
 Nt &= \text{jumlah tube} &= 26 &\text{ in} \\
 \text{passes} &= \text{tube pitch} &= 2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 At &= \frac{0,334 \times 26}{144 \times 2} \\
 &= 0,0301528 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5) kecepatan massa Gt

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{W}{At} \\
 &= \frac{92165,333}{0,0301528} \\
 &= 3056611,7 \text{ lbm/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned}
 \text{pada } t_c &= 100^\circ \text{F} \\
 \mu &= 0,91 \text{ cp} \\
 &= 2,1931 \text{ lbm/ft.jam}
 \end{aligned}$$

dari kern tabel 10

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,05433 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0543333 \times 3056612}{2,1931} \\
 &= 75726,553
 \end{aligned}$$

7) dari kern figure 28

$$\begin{aligned}
 Re &= 75726,553 \\
 jH &= 160
 \end{aligned}$$

8) pada $t_c = 99,5$ $^{\circ}\text{F}$

$C_p = 1$ Btu/lbm. $^{\circ}\text{F}$

$k = 0,4$ Btu/jam.ft 2 .($^{\circ}\text{F}/\text{ft}$)

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 1,89615$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned} h_i &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 160 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\ &= 2160,917 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 2160,92 \times \frac{0,054333}{0,0625} \\ &= 1878,56 \end{aligned}$$

13) koefisien U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1878,56 \times 81,993}{1878,56 + 81,993} \\ &= 78,56 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F}) \end{aligned}$$

14) koefisien U_d

$a'' = 0,1963$ ft

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 26 \times 16 \times 0,1963 \\
 &= 81,66 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{691240,55}{81,66 \times 118} = 2741277,56 \\
 &= 71,93
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{78,56 - 71,93}{78,56 \times 71,93} \\
 &= 0,0012
 \end{aligned}$$

SUMMARY

82	<i>h outside</i>	2161
U_C	79	
U_D	72	
R_D Hitung	0,0012	
R_D Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

$$\begin{aligned}
 11) \text{ Untuk } N_{re} &= 75726,6 \\
 \text{Dari Fig.26 Hal 836 Kern} &f = 0,000035 \\
 \text{Pada } T = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F} &s = 1
 \end{aligned}$$

12) Menghitung Pressure Drop

$$\Delta P_{t1} = 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= 2 \times \frac{0,000035 \times 2,9897\text{E}+14}{52200000000 \times 0,0543333}$$

$$= 7,38 \text{ psi} \quad (\text{desain memenuhi})$$

$$2 \text{ Gt} = 3056611,7 \frac{v^2}{2g'} = 0,0048$$

(Kern, hal 837)

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g'} = 0,0384 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 7,42 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

$$13) \text{ Untuk } N_{re} = 2247565,745$$

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,00023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = \frac{8}{12} = 0,66667 \text{ ft}$$

$$K_i = \frac{P_{sat}}{P}$$

14) Jumlah crosses

$$N+1 = 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12} = 64$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \varphi_s}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,00023 \times 3,40132\text{E}+11 \times 64}{52200000000 \times 0,666666667} \\ &= 0,14 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Heat Exchanger (E-211)

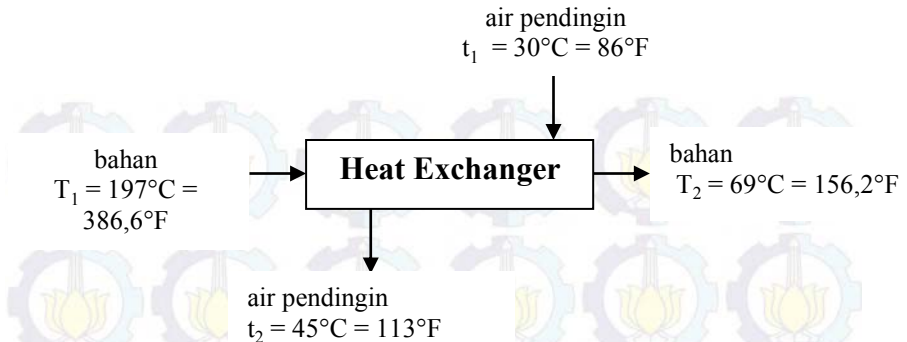
Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-211
Fungsi	menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Kapasitas	92165,33 lb/jam
Suhu Pendingin	86 °F
Suhu Bahan	626 °F
LMTD	392,2616 °F
R_D	0,0012
R_D yang ditentukan	0,002
ΔP yang diijinkan	<i>Shell</i> 2 psi, <i>Tube</i> 10 psi
Jumlah	1
BWG	18
Pitch	1
Nt	26
OD	3/4 in
ID	8 in
Passes	2
Panjang Tube	16 ft

HEAT EXCHANGER (E-212)

fungsi = menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

$$\text{temperatur masuk } (T_1) = 197 = 386,6 \text{ F}$$

$$\text{temperatur keluar } (T_2) = 69 = 156,2 \text{ F}$$

fluida dingin

$$\text{laju alir fluida masuk } (w) = 17042,54167 \text{ kg/jam}$$

$$= 34085,08 \text{ lb/jam}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_1) = 30 = 86 \text{ F}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_2) = 45 = 113 \text{ F}$$

$$\text{panas yang diserap } (Q) = 213976,54 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = 848574,48 \text{ Btu/jam}$$

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 387 - 86 = 300,6$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 156 - 113 = 43,2$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 300,6 - 43,2 = 257,4$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 132,83 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{387 - 156}{113 - 86} = 8,533$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{387 - 86} = 0,090$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,3$

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \Delta T_{LMTD} \times Fr \\ &= 133 \times 0,3 \\ &= 40\end{aligned}$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{386,6 + 156,2}{2} = 271,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

$$\begin{aligned}\text{ID} &= 8 \text{ in} \\ \text{baffle space} &= 12 \text{ in} \\ \text{passes} &= 1 \text{ in}\end{aligned}$$

tube shell

$$\begin{aligned}\text{number} &= 26 \\ \text{leght} &= 16 \\ \text{OD} &= 3/4 \\ \text{BWG} &= 18 \\ \text{pitch} &= 1 \\ \text{passes} &= 2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{fouling factor (R}_d\text{) fluida panas} &: 0,001 \quad (\text{Kern,table 12}) \\ \text{fouling factor (R}_d\text{) fluida dingin} &: 0,001 \quad (\text{Kern,table 12}) \\ \text{Total dirt factor (R}_d\text{)} &: 0,002\end{aligned}$$

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$As = \frac{IDS \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

$$IDS = \text{diameter dalam shell} = 8 \text{ in}$$

$$B = \text{baffle spacing} = 12 \text{ in}$$

$$Pt = \text{tube pitch} = 0,93 \text{ in}$$

$$C'' = \text{clereance} = 0,18 \text{ in}$$

$$As = \frac{8 \times 0,18 \times 12}{144 \times 1}$$

$$= 0,1290323 \text{ ft}^2$$

5') kecepatan massa Gs

$$Gs = \frac{W}{As}$$

$$= \frac{34085,083}{0,1290323}$$

$$= 264159,40 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

6') bilangan reynold (Re)

$$\text{pada } T_c = 271 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,01 \text{ cp}$$

$$= 0,0241 \text{ lbm/ft.jam}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \text{ in} = 0,07583 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 264159}{0,0241}$$

$$= 831206,9509$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 831206,9509$$

$$jH = 600$$

8') pada $T_c = 271^\circ F$

$$C_p = 0,86 \text{ Btu/lbm.}^\circ F$$

$$k = 0,333 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ F/\text{ft})$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned} h_o &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 800 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207 \\ &= 72,88 \end{aligned}$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh $at' = 0,334$

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$$at' = \text{luas permukaan} = 0,334 \text{ in}$$

$$Nt = \text{jumlah tube} = 26 \text{ in}$$

$$\text{passes} = \text{tube pitch} = 2$$

$$At = \frac{0,334 \times 26}{144 \times 2}$$

$$= 0,0301528 \text{ ft}^2$$

5) kecepatan massa G_t

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{A_t} \\ &= \frac{34085,083}{0,0301528} \\ &= 1130412,7 \text{ lbm/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned} \text{pada } t_c &= 100^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,91 \text{ cp} \\ &= 2,1931 \text{ lbm/ft.jam} \end{aligned}$$

dari kern tabel 10

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,05433 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{ID \times G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0543333 \times 1130413}{2,1931} \\ &= 28005,604 \end{aligned}$$

7) dari kern figure 28

$$\begin{aligned} Re &= 28005,604 \\ j_H &= 100 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{8) pada } t_c &= 99,5^\circ\text{F} \\ C_p &= 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F} \\ k &= 0,4 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft}) \\ \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} &= 1,89615 \end{aligned}$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}
 h_i &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 300 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\
 &= 4051,719
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 4051,72 \times \frac{0,054333}{0,0625} \\
 &= 3522,29
 \end{aligned}$$

13) koefisien U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{3522,29 \times 72,8826}{3522,29 + 72,8826} \\
 &= 71,41 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}
 \end{aligned}$$

14) koefisien U_d

$$\begin{aligned}
 a'' &= 0,1963 \text{ ft} \\
 A &= Nt \times L \times a'' \\
 &= 26 \times 16 \times 0,1963 \\
 &= 81,66 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{213976,54}{81,66 \times 40}
 \end{aligned}$$

$$= 65,75$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{\frac{U_c}{x} - \frac{U_d}{x}}$$

$$= \frac{71,41 - 65,75}{\frac{71,41}{x} - \frac{65,75}{x}}$$

$$= 0,0012$$

SUMMARY

73	<i>h outside</i>	4052
U_C	71	
U_D	66	
R_D Hitung	0,0012	
R_D Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

11) Untuk Nre $= 28005,6$
 Dari Fig.26 Hal 836 Kern $f = 0,0002$
 Pada $T = 99,5$ °F $s = 1$

12) Menghitung Pressure Drop

$$\Delta P_{t1} = 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= 2 \times \frac{0,0002 \times 4,0891E+13}{52200000000 \times 0,0543333}$$

$$= 5,77 \text{ psi} \quad (\text{desain memenuhi})$$

$$2 \quad G_t = 1130412,713 \quad \frac{v_2}{2g'} = 0,0048$$

(Kern, hal 837)

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g'} = 0,0384 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 5,81 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

13) Untuk Nre = 831206,9509

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$\frac{f}{s} = 0,00023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = \frac{8}{12} = 0,66667 \text{ ft}$$

$$K_i = \frac{P_{sat}}{P}$$

14) Jumlah crosses

$$N+1 = 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12} = 64$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \varphi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00023 \times 46520124271 \times 64}{52200000000 \times 0,666666667} = 0,02 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Heat Exchanger (E-212)

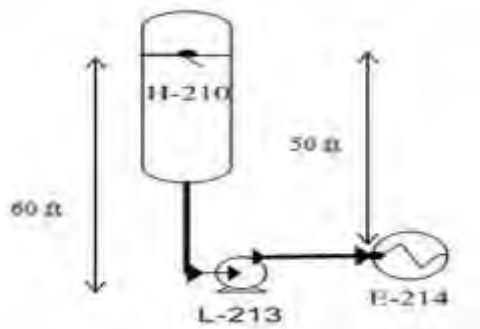
Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-212
Fungsi	menurunkan suhu dari produk reaktor yang akan masuk ke flash tank

Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Kapasitas	34085,08	lb/jam
Suhu Pendingin	86	$^{\circ}\text{F}$
Suhu Bahan	386,6	$^{\circ}\text{F}$
LMTD	132,8336	$^{\circ}\text{F}$
R_D	0,0012	
R_D yang ditentukan	0,002	
ΔP yang diijinkan	<i>Shell 2 psi, Tube 10 psi</i>	
Jumlah	1	
BWG	18	
Pitch	1	
Nt	26	
OD	3/4	in
ID	8	in
Passes	2	
Panjang Tube	16	ft

POMPA (L-213)

Fungsi : memompa produk liquid dari flash tank ke HE E-214

Type : Pompa centrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	6675,41	810,00	6,73
H ₂ O	7873,20	992,25	9,72
CH ₃ CHO	10416,67	778,80	13,38
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	134,88	808,00	0,17
CH ₃ COOC ₂ H ₅	263,90	89,00	2,97
CH ₃ COOH	186,65	992,20	0,19
Total	25550,71		33,14

$$\text{Rate masuk} = 25550,71 \text{ kg/jam}$$

$$= 56329,96 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 770,91 \text{ kg/m}^3$$

$$= 48,12644 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 1170,458 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,325127 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 145,9366 \text{ gpm}$$

$$= 33,14488 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,6321 \text{ cp} = 0,00042 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulent

$$D_{i_{\text{opt}}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 5,58 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa :

(Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$OD = 6,625 \text{ in} = 0,55208 \text{ ft}$$

$$ID = 6,065 \text{ in} = 0,50542 \text{ ft}$$

$$A = 28,8864 \text{ in}^2 = 0,2006 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 0,32513 / 0,2006 \\ &= 1,62077 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= 92815,4 \\ &\text{(asumsi aliran turbulent dapat diterima)} \end{aligned}$$

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2\alpha gc + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, 103)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2 / (2gc) = 0$

($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 50 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 = \text{Tekanan dalam flash tank}$

$= 88,2 \text{ psi}$

$P_2 = \text{Tekanan dalam heat exchanger}$

$= 88,2 \text{ psi}$

$\Delta(P/\rho) = 0$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 2 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2\alpha gc \quad (k_f = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 2,62691}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,03062 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis, 93)

$$= \frac{9,5 \times 2,626906}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,388 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 2,626906}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,18371 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0002293$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0068$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 50 \text{ ft} \\ &= 15,24 \text{ m} \end{aligned}$$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc$$

$$= \frac{4 \times 0,0068 \times 50 \times 2,6}{0,201 \times 2 \times 32}$$

$$= 0,28 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

A1

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= k_c v^2 / 2\alpha g_c \quad (k_c = 0,55) \\ &= \frac{0,6 \times 2,63}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\ &= 0,04 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned} h_e &= k_{ex} v^2 / 2\alpha g_c \quad (k_{ex} = 1) \\ &= \frac{1 \times 2,63}{2 \times 0,5 \times 32,17} \\ &= 0,08 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma h_f &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} + f_f + h_c + h_e \\ &= 1,01 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned} \eta W_p &= \Delta v^2 / (2g_c) + \Delta z (g/g_c) + \Delta(P/\rho) + \Sigma h_f \\ &= 0 + 50 + 0 + 1,01 \\ &= 51,01 \end{aligned}$$

$$\text{kapasitas} = 145,9366$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 73\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{51,0}{0,7} \\ &= 69,87 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{69,87 \times 15,65}{550} \\
 &= 1,99 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Effisiensi motor = 83% (Peters & Timmerhauss, Gb.1438 hal 521)

Power actual = BHP / eff. Motor = 2,39

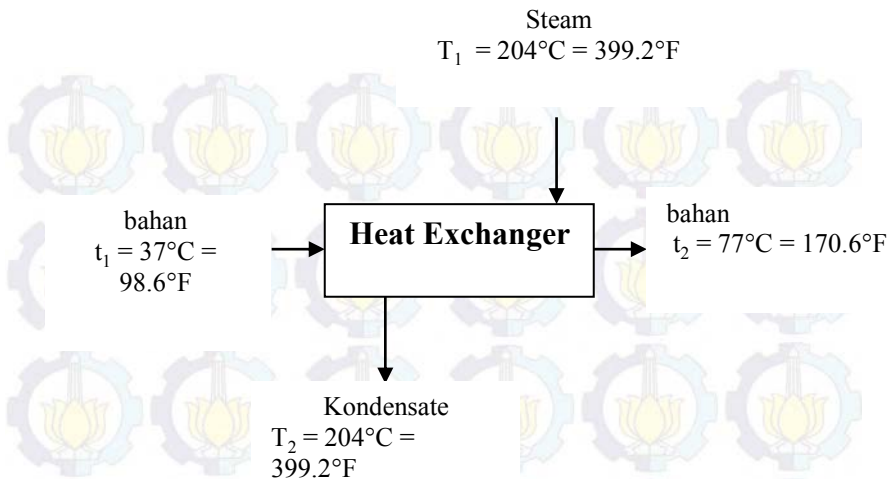
Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-213
Fungsi	Memompa etanol ke HE E-113
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	145,94 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	50 ft
Ukuran pipa	6,63 in OD ; sch 40
Power pompa	2,39 hp
Jumlah	1 buah

Heat Exchanger (E-214)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu bahan dari 37 °C menjadi 77 °C sebelum menuju D-310

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

**Diketahui :**

Fluida Panas		Fluida Dingin	
Nama	Steam	Nama	bahan
Aliran Massa (lb/ja	453675,84	Aliran Massa (lb/j	466858,16
Temp Masuk (T1)	399,2	Temp Masuk (t1)	98,6
Temp Keluar (T2)	399,2	Temp Keluar (t2)	170,6

ΔP yang diijinkan : 10 psi
 fouling factor (R_d) fluida panas : 0,001 (Kern,table 12)
 fouling factor (R_d) fluida dingin : 0,001 (Kern,table 12)
 Total dirt factor (R_d) : 0,002

1. Heat Balance

bahan

$$Q = 52012737,97 \text{ btu/hr}$$

Steam

$$Q = 1040254760 \text{ btu/hr}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.	
399,2	Higher Temp	170,6	228,6	Δt_1
399,2	Lower Temp	98,6	300,6	Δt_2
0	Differences	72	72°F	

Ketika $R=0$, maka $\Delta t = \text{LMTD}$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$= 16,84 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Caloric Temperature

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2}$$

$$= 399,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{98,6 + 170,6}{2}$$

$$= 134,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida panas : tube Side, steam

4. Flow Area

$$a't = 0,6 \text{ in}^2 \quad (\text{Kern, table 10})$$

$$a_t = N_t \times a_t / 144n \quad N_t = 1330$$

$$= 2,95 \text{ ft}^2 \quad \text{ID} = 0,902$$

5. Gt (untuk pressure drop)=W/at

$$G_t = W/a_t \quad \text{OD} = 1$$

$$= 453676 \text{ } / \text{ } 2,95 \quad \text{BWG} = 18$$

$$= 153739,56 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

6. At $T_c = 399,2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,0128 \text{ cp} \times 2,42 \quad (\text{Kern, figure 14})$$

$$\mu = 0,03 \text{ lb/(ft)(hr)}$$

$$D = 0,90 \quad (\text{Kern, table 10})$$

$$D = 0,08 \quad \text{ft}$$

$$\text{Ret} = DGt/\mu$$

$$= 0,08 \times 153740 / 0,03$$

$$= 373204,73$$

Ret untuk pressure drop

9. Kondensasi Steam

$$h_{io} = 1500 \quad \text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

10. t_w^*

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 357,83 \quad ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : Shell Side, bahan

4'. Flow Area

$$a_s = (\text{area of shell}) - (\text{area of tubes})$$

$$= 1/144 \times (\pi \times \text{ID}^2/4) - (N_t \times \pi \times \text{OD}^2/4)$$

$$= 1,04 \quad \text{ft}^2$$

$$\text{ID} = 39$$

$$2\text{-P} = 1330$$

5'. G_s

$$G_s = W/a_s$$

$$= 453676 / 1,04$$

$$= 435717,62 \quad \text{lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

6'. At $t_c = 134,6 \quad ^\circ\text{F}$

$$\mu = 1,70 \quad \text{cp}$$

$$\mu = 4,11 \quad (\text{lb}/(\text{ft})(\text{hr}))$$

(Kern, figure 14)

$$D_e = 4a_s / (\text{wetted perimete})$$

$$D_e = 4a_s / (N_t \times \pi \times \text{OD}/12)$$

$$= 0,28 \quad \text{ft}$$

$$\text{Res} = \text{DeGs}/\mu$$

$$= 29574,547$$

$$7'. jH = 500 \quad (\text{Kern, figure 24})$$

$$8'. tc = 134,6 \quad ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,33 \quad \text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft}) \quad (\text{Kern, table 4})$$

$$c = 0,86 \quad \text{BTU}/(\text{lb})(^\circ\text{F}) \quad (\text{Kern, figure 2})$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 2,20$$

$$9'. h_o$$

$$h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 1310,82$$

$$11'. \text{At } tw = 357,83 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1,23 \quad \text{lb}/(\text{ft})(\text{hr}) \quad (\text{Kern, figure 14})$$

$$\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$$= 1,18$$

$$12'. \text{Corrected Coefficient, } h_o$$

$$h_o = (h_o / \phi_s) \times \phi_s$$

$$= 1551,48 \quad \text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$$

$$13. \text{Koefisien Keseluruhan, } U_c :$$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 762,65 \quad \text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$$

14. Desain Keseluruhan, U_D :

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Kern, table 10})$$

$$\begin{aligned} A &= N_t \times \text{BWG} \times a'' \\ &= 1330 \times 18 \times 0,1963 \\ &= 4699,42 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= Q / (A \cdot \Delta t) \\ &= 657,41 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

15. R_d

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_d} \\ &= 0,0002 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/BTU} \end{aligned}$$

Pressure Drop**1. Specific volume**

$$\begin{aligned} v &= 6,22 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Kern, table 7}) \\ s &= 0,0025723 \\ \text{Ret} &= 373204,73 \\ f &= 0,00008 \quad (\text{Kern, figure 26}) \end{aligned}$$

2. ΔP_t

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{1}{2} \times \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_t} \\ &= 3,00 \text{ psi} \end{aligned}$$

1'. S

$$s = 0,78 \text{ BTU}/\text{lb}^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, table 6})$$

2'. De'

$$De' = 4 \times \text{flow area/frictional wetted perimeter}$$

$$= 4x_{as}/(N \times 3.14 \times OD/12 + 3.14 \times ID/12)$$

$$= 0,0116265 \text{ ft}$$

$$Re's = De' \cdot G_s / \mu$$

$$= 1231,37$$

$$f = 0,00045$$

(Kern, figure 26)

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \times \frac{f G_s^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} De' s \phi_s}$$

$$= 2,44 \text{ psi}$$

Spesifikasi Heat Exchanger (E-214)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-214
Fungsi	Untuk menaikkan suhu bahan dari 37 °C menjadi 77 °C sebelum menuju D-310
Type	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	1 unit
<u>Shell Side :</u>	
Inside Diameter	39 in
Passes	1
<u>Tube Side :</u>	
Number and Length	1330, 18'0"
Outside Diameter	3/4 in
BWG	18 BWG
Pitch	15/16 in tringular pitch
Passes	2

KOLOM ABSORBER (D-220)

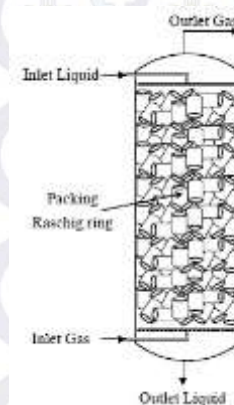
Fungsi : untuk menyerap komponen asetaldehida dan etanol yang terkandung dalam campuran gas. Pelarut yang digunakan adalah air

Tipe : silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish,

dilengkapi dengan packing rascing ring dan sparger

Dasar Pemilihan: umum digunakan untuk proses penyerapan pada tekanan atmosferic

Kondisi operasi : tekanan operasi = 6 atm
 suhu operasi = 40 °C
 sistem operasi = kontinyu



A. Feed Inlet Liquid :

Air proses dari utilitas :

$$\text{Rate massa} = 842,61 \text{ kg/jam} = 1857,63 \text{ lb/jam} \\ (1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb})$$

$$\rho \text{ campuran} = 1 \text{ gr/cc} = 62,43 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = 29,76 \text{ cuft/jam}$$

B. Feed Inlet Gas :

Campuran gas dari Reaktor R-220 :

$$\text{Rate mass} = 953,50 \text{ kg/jam} = 2102,08 \text{ lb/jam} \\ (1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb})$$

$$\rho \text{ campuran} = 0,196085 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = 10720,24 \text{ cuft/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total rate volumetrik} &= 10720,24 + 29,76 \\ &= 10750,00 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Direncanakan waktu kontak selama 1 menit dengan 1 buah tangki, sehingga volume tangki adalah =

$$= 10750,00 \text{ cuft/jam} \times (1/60) \text{ jar} = 179,17 \text{ cuft}$$

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (20% untuk ruang gas) (sebagai faktor keamanan).

$$\text{Maka volume tangki} = 179,17 \times (100/80) = 223,96 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 5$ (Ulrich, Tabel 4-18)

$$\text{volume} = 1/4 \pi (D^2) H$$

$$223,96 = 1/4 \pi (D^2) 5D$$

$$D = 3,85 \text{ ft}$$

$$D \approx 4 \text{ ft} = 48 \text{ in} = 1,22 \text{ m}$$

$$H = 20 \text{ ft} = 240 \text{ in} = 6,10 \text{ m}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 8,67 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 96,87 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{total}} = 106,56 \text{ psi}$$

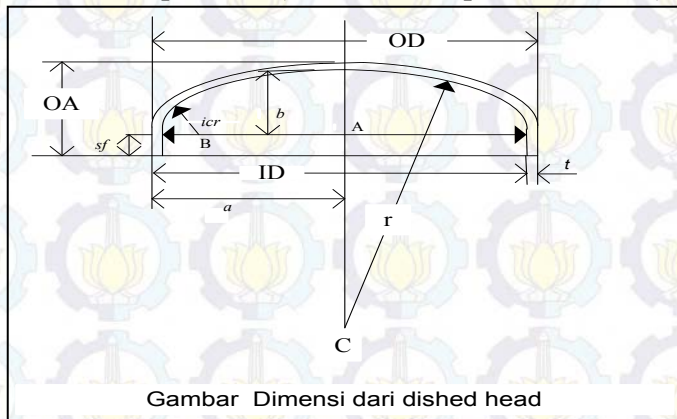
$$r = 1/2 D$$

$$r = 1/2 \times 48 = 24 \text{ in}$$

$$t_{\text{min}} = \frac{106,56 \times 24}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 106,56)} + 0,125$$

$$= 0,38 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 7/16 \text{ in})$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$t_h = \frac{0.885 P r_c}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan :

- t_h = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- r_c = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk $D = 48$ in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : $r_c = 42$ in = 3,5 ft

$i_{cr} = 3$ = 3 in

$t_h = \frac{0.885 \times P \times r_c}{f E - 0.1 P} + C$ (Brownell & Young, pers 13-12)

$t_h = \frac{0,885 \times 106,56 \times 42}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 106,56)} + 0,125$

= 0,52 in sehingga digunakan t standar = 5/8 in

$D = 48$ in = 4 ft

ID tutup = OD tangki – 2(t_h)

= 48 - 2 x 0,51679

= 46,97 in = 3,91387 ft

a = $\frac{ID}{2}$
= $\frac{46,97}{2}$

= 23,5 in

BC = $r - i_{cr}$
= 39 in

AB = $\frac{ID}{2} - i_{cr}$
= 20,5 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$
= $\sqrt{(123.25^2) - (63^2)}$
= 33,19 in

b = $r - AC$
= 8,81 in

OA = $t_s + b + s_f$

$$\begin{aligned}
 &= 0,516792 + 8,81 + 1,5 \\
 &= 10,83 \text{ in} = 0,9 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (D_i)^3$$

dimana : V = volume, ft^3
 D_i = diameter, in

$$\begin{aligned}
 V &= 0.000049 \times (D_i)^3 \\
 &= 0,002937749 \text{ ft}^3 \\
 &= 18,97 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Total rate massa} = 842,61 \text{ kg/jam} = 1857,63 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 62,43 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa volumetrik} &= \frac{\text{massa (lb/jam)}}{\text{densitas (lb/cuft)}} \\
 &= 29,7554 \text{ cuft/jam} = 0,50 \text{ cuft/mnt}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, dengan asumsi aliran turbulen didapatkan :

$$\text{ID optimum} = 2,4 \text{ in} \quad (\text{digunakan ukuran standar} = 2.469 \text{ in})$$

dari Geankoplis, appendix A.5 didapatkan :

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 2,5 \text{ in} = 0,20833 \text{ ft} = 0,0635 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,20575 \text{ ft} = 0,0627 \text{ m}$$

$$A = 3,3552 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$\text{kecepatan linear aliran, } v = (\text{Rate volumetrik} / A) \times (1/60)$$

$$= 0,35 \text{ ft/s}$$

$$\text{dengan : } \mu = 1 \text{ cp} = 0 \text{ lb/ft.s}$$

(berdasarkan sg bahan)

$$\text{NR}_{\text{c}} = \frac{D V \rho}{\mu} = 6780,64 > 2100$$

dengan $NRe > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$dp = 0,0071 \times NRe^{-0,05}$$

dengan : dp = diameter sparger; m
 d = diameter pipa (ID); m

$$dp = 0,00457 \text{ m} = 0,01499 \text{ ft} = 4,5676 \text{ mm}$$

(1 ft = 304.8 mm)

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 dp,

$$\text{maka } C = 3 \times 0,014986 \text{ ft} = 0,04496 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0.75 diameter shell, sehingga :

$$\text{panjang pipa} = 0,75 \times 4 \text{ ft} = 3 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20.

$$\begin{aligned} \text{maka banyaknya lubang} &= \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{C} \\ &= 1335 \text{ lubang} \\ \text{Jumlah lubang tiap cabang} &= \frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}} \\ &= 67 \text{ lubang tiap cabang} \end{aligned}$$

Perhitungan Sparger (Perforated Pipe) bagian bawah :

$$\text{Total rate massa} = 953,50 \text{ kg/jam} = 2102,08 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 0,196085 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate massa volumetrik} &= \frac{\text{massa (lb/jam)}}{\text{densitas (lb/cuft)}} \\ &= 10720,2 \text{ cuft/jam} = 178,67 \text{ cuft/mnt} \end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhaus edisi 4, figure 14-2, halaman 498, dengan asumsi aliran turbulen didapatkan :

$$\text{ID optimum} = 19 \text{ in} \quad (\text{digunakan ukuran standar} = 19.25 \text{ in})$$

dari Timmerhauss, Tabel 13 didapatkan :

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 20 \text{ in} = 1,66667 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 19,25 \text{ in} = 1,60417 \text{ ft}$$

$$A = 290,892 \text{ in}^2 = 2,02008 \text{ ft}^2$$

$$\text{kecepatan linear aliran, } v = (\text{Rate volumetrik} / A) \times (1/60) \\ = 1,47 \text{ ft/s}$$

$$\text{dengan : } \mu = 0,0009 \quad c_p = 0,00000058 \text{ lb/ft.s} \\ (\text{berdasarkan sg bahan})$$

$$NRe = \frac{D V \rho}{\mu} = 799464,79 > 2100$$

dengan $NRe > 2100$ maka untuk menentukan diameter sparger digunakan persamaan 6.5 dari Treybal halaman 141 :

$$d_p = 0,0071 \times NRe^{-0,05}$$

$$\text{dengan : } d_p = \text{diameter sparger; m} \\ d = \text{diameter pipa (ID); m}$$

$$d_p = 0,0036 \text{ m} = 0,01181 \text{ ft} = 3,5984 \text{ mm} \\ (1 \text{ ft} = 304.8 \text{ mm})$$

Untuk pemasangan sejajar atau segaris pada pipa, jarak interface (C) dianjurkan minimal menggunakan jarak 3 d_p ,

$$\text{maka } C = 3 \times 0,011806 \text{ ft} = 0,03542 \text{ ft}$$

Panjang pipa direncanakan 0.75 diameter shell, sehingga :

$$\text{panjang pipa} = 0,75 \times 4 \text{ ft} = 3 \text{ ft}$$

Posisi sparger direncanakan disusun bercabang 20.

$$\text{maka banyaknya lubang} = \frac{\text{Panjang Pipa} \times \text{Cabang}}{C}$$

$$= 1694 \text{ lubang}$$

$$\text{Jumlah lubang tiap cabang} = \frac{\text{jumlah lubang}}{\text{cabang}}$$

$$= 84,704 \text{ lubang tiap cabang}$$

Packing :



Rasching Ring

Packing disusun secara acak (randomize)

Digunakan packing jenis racing ring dengan spesifikasi standar (Van Winkle, T.15.1)

Ukuran packing	=	1 in
Tebal packing	=	1/8 in
Bahan konstruksi	=	Ceramic Stoneware
Tinggi packing	=	80% dari tinggi shell
Tinggi packing	=	80% x 20 ft = 16 ft
Diameter shell	=	11 ft
Volume packing	=	$1/4 \pi D^2 H = 1519,76 \text{ cuft}$
Jumlah packing tiap cuft	=	1.35 buah (Van Winkle, T.15.1)
Jumlah packing total	=	1.35 (packing/cuft) x 1519,8
	=	2051,68 buah packing
Percent free gas space	=	73%

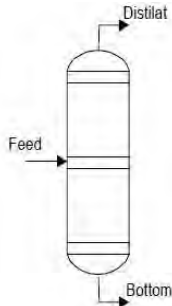
Spesifikasi kolom absorber

Spesifikasi	Keterangan
Nomor kode	D-220
Fungsi	untuk menyerap komponen asetaldehida dan etanol yang terkandung dalam campuran gas. Pelarut yang digunakan adalah air
Type	Silinder tegak, tutup bawah dan tutup atas dish dilengkapi dengan packing rasching ring dan sparger
Dimensi tangki :	
volume	223,96 cuft
Diameter	4 in
Tinggi	21,8 in
Tebal shell	5/16 in
tebal tutup atas	5/8 in
Tebal tutup bawah	5/8 in

Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	1 buah
Spesifikasi packing :	
	Digunakan packing jenis rasching ring dengan spesifikasi standar (Van Winkle : 607)
	Packing disusun secara acak (randomize)
Ukuran packing	1 in
Tebal packing	1/8 in
Jumlah packing	2051,68 buah
Bahan konstruksi	Ceramic Stoneware
Sparger :	
Type	Standard Perforated pipe
Bahan konstruksi	Comersial steel
Bagian atas	Diameter lubang : 4,57 mm
	Jumlah cabang : 20 buah
	Lubang tiap cabang : 67 buah
Bagian bawah	Diameter lubang : 3,60 mm
	Jumlah cabang : 20 buah
	Lubang tiap cabang : 85 buah

KOLOM DISTILASI I D-310

Fungsi	: untuk memisahkan asetaldehida dari etil asetat, etanol, air, butanol dan asam asetat berdasarkan perbedaan titik didih		
Tipe	: Sieve Tray Colomn		
Dasar pemilihan:	efisiensi pemisahan lebih tinggi dari plate colomn harga lebih murah dari bubble cup colomn perawatan dan perbaikan yang mudah		
Kondisi operasi	tekanan operasi	=	6 atm
	suhu operasi	=	168°C
	sistem operasi	=	kontinyu



Dari hasil perhitungan neraca massa dan panas :

T operasi	=	168°C		
P operasi	=	6 atm		
BM campuran	=	29,83657	kg/kmol	
R minimum	=	1,8321		
R optimum	=	2,74821		
L	=	655,8625	kmol	= 28905,7 kg = 63725 lb
V	=	894,5125	kmol	= 39423,7 kg = 86913 lb
D	=	238,65	kmol	= 10518 kg = 23188 lb
F	=	826,5833	kmol	= 25551,3 kg = 56330 lb

Menentukan jumlah plate pada kondisi reflux minimum :

1. Minimum stages for total reflux :

menggunakan persamaan 11.7-13 Geankoplis 4th edition,

$$N_m = \frac{\log[(X_{LD} D / X_{HD} D) (X_{HW} W / X_{LW} W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

dengan :	X_{LD}	=	fraksi mol light key pada distilat
	X_{LW}	=	fraksi mol light key pada bottom
	X_{HD}	=	fraksi mol heavy key pada distilat
	X_{HW}	=	fraksi mol heavy key pada bottom

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LW}} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-13})$$

dengan :	$\alpha_{L,av}$	=	α_L rata-rata
	α_{LD}	=	α pada temperatur bagian atas (dew point)

$$\alpha_{LW} = \alpha \text{ pada temperatur bottom}$$

berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan :

$$X_{LD} = 0,006072 \quad D = 238,65 \text{ kmol}$$

$$X_{LW} = 0,243992 \quad W = 587,96 \text{ kmol}$$

$$X_{HD} = 0,001831$$

$$X_{HW} = 0,742579$$

$$\alpha_{LD} = 1,487605 \quad (T = 167,9^\circ\text{C} \text{ pada kolom atas})$$

$$\alpha_{LW} = 1,40704 \quad (T = 250,7^\circ\text{C} \text{ pada kolo bawah})$$

$$\alpha_{L,av} = 1,4467618$$

$$N_m = 70 \text{ stage teoritis}$$

$$\text{jumlah tray teoritis} = 69$$

2. Number of stage at operating reflux ratio

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$R_m = 0,908$$

$$R = 1.5(R_{min}) = 1,362$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,57663$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,475891$$

$$R_m + 1$$

Menentukan nilai N_m/N dengan menggunakan Erbar-Maddox correlation pada Geankoplis 4th edition Figure 11.7-3, diperoleh :

$$N_m/N = 0,74$$

Stage teoritis

$$N = \frac{N_m}{0,74}$$

$$N = 94 \text{ stage teoritis}$$

$$\text{Tray teoritis} = 93,8 - 1 \text{ (reboiler)}$$

$$= 92,8$$

3. Penentuan lokasi feed plate

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log [(X_{HF}/X_{LF}) W/D (X_{LW}/X_{HD})^2]$$

dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$\begin{aligned} X_{HF} &= 0,568 \\ X_{LF} &= 0,262 \\ X_{LW} &= 0,216 \\ X_{HD} &= 0,002 \\ W &= 663,42 \quad \text{kmol} \\ D &= 238,73 \quad \text{kmol} \end{aligned}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,998$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 9,96$$

$$\begin{aligned} N_e + N_s &= 9,96415 \quad N_s + N_s = 94 \text{ stage} \\ \text{diperoleh } N_s &= 8,558498 \\ N_e &= 85,3 \end{aligned}$$

sehingga feed masuk pada tray ke 85 dari atas

$$\begin{aligned} R &= 1,362 \\ D &= 10518 \quad \text{kg/jam} & \rho_L &= 771,900 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 238,651 \quad \text{kmol/jam} & \sigma &= 24,650 \quad \text{dyne/cm} \\ & & &= 0,025 \quad \text{N/m} \\ L &= 289057 \quad \text{kg/jam} & \rho_v &= 1,825 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 655,863 \quad \text{kmol/jam} \\ V &= 39423,7 \quad \text{kg/jam} \\ &= 894,513 \quad \text{kmol/jam} \\ F &= 25551,3 \quad \text{kg/jam} \\ &= 826,591 \quad \text{kmol/jam} \\ B &= 15033,3 \quad \text{kg/jam} & \rho'_L &= 865,275 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 587,94 \quad \text{kmol/jam} & \sigma' &= 8,347 \quad \text{dyne/cm} \\ L' &= 37905,4 \quad \text{kg/jam} & &= 0,008 \quad \text{N/m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1482,45 \text{ kmol/jam} & \rho_v' &= 1,574 \text{ kg/m}^3 \\
 V' &= 22872,1 \text{ kg/jam} \\
 &= 894,513 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

(1) **Menghitung Physical Properties** (Culson, pers 11.82)

Jumlah Tray = 94

Temperature Bawah	250,7	°C	Temperature atas	167,9	°C
ρ_v	1,6	kg/m ³	ρ_v	1,825	kg/m ³
ρ_l	865,3	kg/m ³	ρ_l	771,900	kg/m ³
σ	8,3 0,0083	dyne/cm N/m	σ	24,650 0,02465	dyne/cm N/m

(2) **Menghitung Diamater kolom**

TOP

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0357$$

Asumsi, *Plate Spacing* = 0,5 m

Dari Gambar 11.27 Coulson & Richardson

$$K_1 = 0,091$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0764$$

Flooding Velocity

BOTTOM

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0707$$

Dari Gambar 11.27 Coulson & Richardson

$$K_1 = 0,084$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0876$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 2,132 \quad \text{m/s}$$

Flooding Velocity digunakan =
0,8 (Culson, page 567)

$$u_f = 2.375 \cdot 0.8$$

$$u_f = 1,705 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{39423,7}{1,825}$$

$$Q = 21602,0 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 6,0006 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{6,0006}{1,705}$$

$$A_n = 3,519 \quad \text{m}^2$$

Luas *Dowcomer* yang digunakan
= 0,12

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 1,725 \quad \text{m/s}$$

$$u_f = 0.8 \cdot 2.046$$

$$u_f = 1,3804 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{22872,1125}{1,574}$$

$$Q = 14531,2024 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 4,0364 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{4,036}{1,380}$$

$$A_n = 2,9 \quad \text{m}^2$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{3,519}{1}$$
$$= 3,519 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$
$$= 2,117 \text{ m}$$
$$= 6,943 \text{ ft}$$

$$= \frac{2,924}{1}$$
$$= 2,924 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$
$$= 1,9 \text{ m}$$
$$= 6,3 \text{ ft}$$

(3) Menghitung Flow Rate Liquid Maximum

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$
$$= \frac{37905,4}{865,275}$$
$$= 0,0122 \text{ m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Gambar 11.28 Jenis Aliran yang dipilih adalah Cross Flow (Single Pass)

ID	1929,5339	mm
----	-----------	----

Luas	2922634,282	mm ²
	2,923	m ²

Asumsi, Luas Lubang 0,07 A_a

Asumsi, Luas *Downcomer* 0,12 Luas (Culson, page 572)

Net Area	A _n	A _c -A _d	2,572	m ²
----------	----------------	--------------------------------	-------	----------------

Active Area	A_a	$A_c - 2A_d$	2,221	m^2
Hole Area	A_h	$0,07A_a$	0,155	m^2
Downcomer Area	A_d	$0,12Luas$	0,351	m^2

Tinggi Weir (h_w)	15	mm
Diameter lubang (d_h)	2,5	mm
Tebal Plate	2,5	mm

Panjang Weir Fig.11.31

$$\frac{A_d}{A_c} = \frac{0,351}{2,923}$$

(4) Check Weeping Point

Maximum liquid Rate 37905,37 kg/jam
 10,529 kg/s

Minimum Liquid Rate 0,7 turn-down
 7,370 kg/s

$$\frac{A_d}{A_c} = 0,12$$

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,74$$

$$l_w = 0,74 \times 1,93 = 1,4279$$

$$\text{Maximum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3} \quad (\text{Culson, pers 11.85})$$

$$= 31,292 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

$$= 24,670 \text{ mm liquid}$$

Dari Culson Fig. 11.30

$$K_2 = 29,6$$

Ketika Laju Liquid minimum

$$= h_w + h_{ow}$$

$$= 39,670 \text{ mm}$$

Kecepatan Vapour Minimum Desain

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$$

$$u_h = 7,17 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{A_h}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{2,82551}{0,155}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = 18,17 \text{ m/s}$$

**Laju Minimum Vapour > Laju Minimum Vapour Desain,
sehingga Trial Diterima**

(5) Layout dan Perforated Area

$$\text{Unperforated Strip Round Plate Edge (U}_{PL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Wide-Calming Zone (W}_{CL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Active Area (A}_a) = 2,221 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Kolom (D}_c) = 1,9295 \text{ m}$$

$$\text{Dari fig. 11.32 Dengan} = l_w/D_c = 0,74$$

$$\text{Didapat } \theta_c = 110$$

$$L_h/D_c = 0,18$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = (D_c - U_{PL}) \cdot \frac{\pi \cdot (180^\circ - \theta_c)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = \frac{(1,10261 - 0,05) \cdot \pi \cdot (180^\circ - 108)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = 2,296 \text{ m}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = U_{PL} \cdot \text{Mean Length U}_{PL}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = 0,1148 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length W}_{CL} = (D_c - W_{CL}) \cdot \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = (1,10261 - 0,05) \cdot \sin (108/2)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = 1,540 \text{ m}$$

$$\text{Luas } W_{CL} = 0,0770 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = \text{Active Area} - \text{Luas } U_{PL} - \text{Luas } W_{LC}$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = 2,029 \text{ m}^2$$

$$\text{Sehingga } \frac{A_h}{A_p} = \frac{0,155 \text{ m}^2}{2,029 \text{ m}^2}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,077$$

$$\text{Dari fig. 11.33 } l_p/d_h = 3,150$$

(6) Pressure Drop Plate

Kecepatan Vapour maximum

$$u_h = 25,96 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34

$$\frac{\text{Tebal Plate}}{\text{Diameter Lubang}} = \frac{2,5}{2,5} \quad \frac{A_h}{A_p} = 0,077$$

$$= 1 \quad = 7,662$$

$$\text{Orifice Coefficient, } C_o = 0,83$$

Dry Plate Drop (h_d) =

$$h_d = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.88})$$

$$h_d = 90,759 \text{ mm}$$

Residual Head (h_r) =

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.89})$$

$$h_r = 14,446 \text{ mm}$$

Pressure Drop Total Kolom =

$$h_r + h_d + h_w + h_{ow}$$

Pressure Drop Total Kolom =

$$144,88 \text{ mm}$$

(7) *Downcomer Liquid Back-up*

Downcomer Pressure Loss

Asumsi, $h_{ap} = h_w - 10$ (Culson, pages 577)

$$h_{ap} = 5 \text{ mm}$$

Luas *Apron* (A_{ap}) = $h_{ap} \cdot l_w$

$$\text{Luas } \textit{Apron} (A_{ap}) = 0,0071 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka $A_m = A_{ap}$

$$h_{dc} = 160 \cdot \left(\frac{L_{max}}{\rho_L \cdot A_m} \right)^2 \quad (\text{Culson, pers 11.92})$$

$$h_{dc} = 464,836 \text{ mm}$$

$$\approx 465 \text{ mm}$$

Back-up pada Downcomer

(Culson, pers 11.91)

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_t + h_{dc}$$

$$h_b = 656,00 \text{ mm}$$

$$h_b = 0,656003534 \text{ m}$$

$$\text{Plate Spacing} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Weir} = 0,015 \text{ m}$$

$$1/2(\text{Total}) = 0,2575 \text{ m}$$

Jarak Antar Tray diterima karena :
 $1/2 (\text{Plate Spacing} + \text{Tinggi Weir}) > h_b$ (Culson, pers 11.94)

Cek *Residence Time*

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L} \quad (\text{Culson, pers 11.95})$$

$$t_r = 18,91 \text{ s}$$

(8) Periksa *Entrainment*

Top

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{6,0006}{2,572}$$

$$u_v = 2,333$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{2,333}{1,705}$$

Bottom

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{4,036}{2,572}$$

$$u_v = 1,569$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{1,569}{1,380}$$

$$\text{Percent Flooding} = 1,368$$

$$F_{LV} = 0,0357$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,08$$

$$\text{Percent Flooding} = 1,137$$

$$F_{LV} = 0,071$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,045$$

(9) Jumlah Lubang

$$\begin{aligned} \text{Diameter satu lubang} &= 2,5 \text{ mm} \\ &= 0,0025 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot D^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot 0,0025^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = 4,90874\text{E-}06 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Lubang (A}_h\text{)} = 0,155 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah Lubang} = \frac{A_h}{\text{Luas Satu Lubang}}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = 31674,97 \approx 31675 \text{ lubang}$$

(10) Menentukan tinggi kolom

1.) Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 94$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times (N - 1)$$

dengan T : plate spacing

$$= 0,5 \times (94 - 1)$$

$$= 46,418 \text{ m}$$

$$= 152,25 \text{ ft}$$

2.) Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

- 3.) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\begin{aligned}\text{Rate liquid} &= 37905 \text{ kg/jam} \\ \rho \text{ liquid} &= 865,275 \text{ kg/m}^3 \\ \text{waktu tinggal} &= 18,91 \text{ seconds} \\ &= 0,00525 \text{ jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas permukaan} &= 2,923 \text{ m}^2 \\ &= 31,459 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{HL} &= \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho L \times A)} \\ &= \frac{37905 \times 0,00525}{865,275 \times 2,923} \\ &= 0,079 \text{ m} \\ &= 0,258 \text{ ft}\end{aligned}$$

- 4.) Tinggi ruang kosong diatas liquida
ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquida = 1 ft

- 5.) Tebal tutup dan tinggi bejana

Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 low alloy stell
(Tabel 13.1, brownell&young)

$$\begin{aligned}f &= 22500 \\ E &= 0,85 \\ C &= 2/16\end{aligned}$$

- 6.) Penentuan tebal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi
(Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 16,17 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 75,94645 = 37,97 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{16,17 \times 37,97}{(22500 \times 0.85) - (0.6 \times 16,17)} + 0,125$$

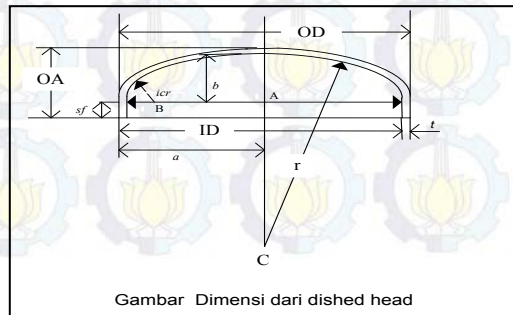
$$= 0,16 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1/4 \text{ in})$$

$$OD = 2 \times t_{\text{shell}} + ID$$

$$= 76 \text{ in}$$

7.) Penentuan tinggi tutup

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.85
- f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka f = 22500 psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk D = 72 in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : rc = 72 in = 6 ft

icr = 4 3/8 in = 4,375 in

$$th = \frac{0.855 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 16,17 \times 72}{(22500 \times 0.85) - (0.1 \times 16,17)} + 0,125$$

$$= 0,17888 \text{ in} \quad \text{sehingga digunakan t standar} = 1/4 \text{ in}$$

$$D = 72 \text{ in} = 6 \text{ ft}$$

$$ID \text{ tutup} = OD \text{ tangki} - 2(th)$$

$$= 72 - 2 \times 0,17888$$

$$= 71,64 \text{ in} = 5,97019 \text{ ft}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{71,64}{2}$$

$$= 35,8 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 67,625 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= \frac{31,4}{2} \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(123,25^2) - (63^2)}$$

$$= 59,87 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 12,13 \text{ in}$$

$$OA = ts + b + sf$$

$$= 0,178879 + 12,13 + 1,5$$

$$= 13,81 \text{ in} = 1,2 \text{ ft}$$

Tinggi total kolom =
tinggi tray + tinggi ruang kosong diatas tray + tinggi hold up liquid +
tinggi ruang kosong diatas liquida + 2 x tinggi tutup

$$= 152,252 + 2 + 0,258 + 1 + 2 \times 1,2$$

$$= 157,812 \text{ ft}$$

$$= 48,113 \text{ m}$$

Spesifikasi Kolom Distilasi 1

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-310
Fungsi	Memisahkan Asetaldehida dari etanol, air, etil asetat, butanol dan asam asetat berdasarkan titik didih
Tipe	Total Condenser
Kapasitas	8692,86 kg/jam
Bahan	SA 353
Jumlah	1
Spesifikasi Plate :	
Type of tray	Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	1,930 m
Tray spacing	0,5 m
Active area	2,2212 m ²

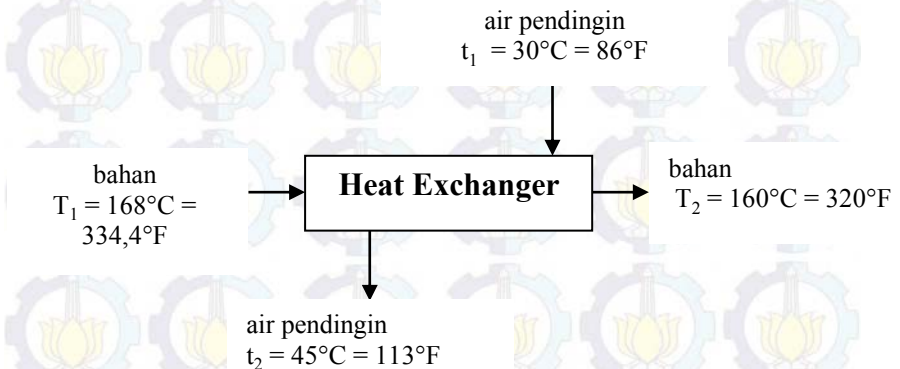
Hole area	0,1555	m ²
Downcomer area	0,3507	m ²
Number of tray	94	
Tinggi Kolom	48	m

CONDENSOR (E-311)

fungsi = mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

temperatur masuk (T_1) = 168 = 334,4 F

temperatur keluar (T_2) = 160 = 320 F

fluida dingin

laju alir fluida masuk (w) = 10511,66 kg/jam

= 21023,32 lb/jam

$$\begin{aligned}
 \text{temperatur keluar (t1)} &= 30 = 86 \text{ F} \\
 \text{temperatur keluar (t2)} &= 45 = 113 \text{ F} \\
 \text{panas yang hilang (Q)} &= 352726,83 \text{ kkal/jam} \\
 Q &= 1398821,5 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 334 - 86 = 248,4$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 320 - 113 = 207$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 248,4 - 207 = 41,4$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 227,33 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{334 - 320}{113 - 86} = 0,533$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{334 - 86} = 0,109$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,3$

$$\begin{aligned}
 \Delta T_{\text{LMTD}} &= \Delta T_{\text{LMTD}} \times Fr \\
 &= 227 \times 0,3 \\
 &= 68
 \end{aligned}$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{334,4 + 320}{2} = 327,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

ID = 8 in
 baffle space = 12 in
 passes = 1 in

tube shell

number = 26
 leght = 16
 OD = 3/4
 BWG = 18
 pitch = 1
 passes = 2

fouling factor (R_d) fluida panas : 0,001 (Kern,table 12)

fouling factor (R_d) fluida dingin : 0,001 (Kern,table 12)

Total dirt factor (R_d) : 0,002

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$A_s = \frac{ID_s \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

IDS = diameter dalam shell = 8 in

B = baffle spacing = 12 in

Pt = tube pitch = 0,93 in

C'' = clereance = 0,18 in

$$A_s = \frac{8 \times 0,18 \times 12}{144 \times 1}$$

$$= 0,1290323 \text{ ft}^2$$

5') kecepatan massa Gs

$$G_s = \frac{W}{A_s}$$

$$= \frac{21023,319}{0,1290323}$$

$$= 162930,72 \quad \text{lbm/jam.ft}^2$$

6') bilangan reynold (Re)

pada $T_c = 327^{\circ}\text{F}$

$$\mu = 0,01 \quad \text{cp}$$

$$= 0,0241 \quad \text{lbm/ft.jam}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \quad \text{in} = 0,07583 \quad \text{ft}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 162931}{0,0241}$$

$$= 512679,6626$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 512679,6626$$

$$jH = 800$$

8') pada $T_c = 327^{\circ}\text{F}$

$$C_p = 0,86 \quad \text{Btu/lbm.}^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,333 \quad \text{Btu/jam.ft}^2. (^{\circ}\text{F/ft})$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 800 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207$$

$$= 72,88$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh $at' = 0,334$

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$$at' = \text{luas permukaan} = 0,334 \text{ in}$$

$$Nt = \text{jumlah tube} = 26 \text{ in}$$

$$\text{passes} = \text{tube pitch} = 2$$

$$\begin{aligned} At &= \frac{0,334 \times 26}{144 \times 2} \\ &= 0,0301528 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5) kecepatan massa Gt

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{W}{At} \\ &= \frac{21023,319}{0,0301528} \\ &= 697226,61 \text{ lbm/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

$$\text{pada } t_c = 100^\circ \text{F}$$

$$\mu = 0,91 \text{ cp}$$

$$= 2,1931 \text{ lbm/ft.jam}$$

dari kern tabel 10

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,05433 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{ID \times Gt}{\mu}$$

$$= \frac{0,0543333 \times 697227}{2,1931}$$

$$= 17273,561$$

7) dari kern figure 28

$$Re = 17273,561$$

$$jH = 60$$

8) pada $t_c = 99,5$ °F

$$C_p = 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,4 \text{ Btu/jam.ft}^2.({}^\circ\text{F/ft})$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 1,89615$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned} h_i &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 60 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\ &= 810,34 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 810,34 \times \frac{0,054333}{0,0625} \\ &= 704,46 \end{aligned}$$

13) koefisien U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{\dots}$$

$$h_{io} + h_o$$

$$= \frac{704,46 \times 72,8826}{704,46 + 72,8826}$$

$$= 66,05 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

14) koefisien U_d

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}$$

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 26 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 81,66 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{352726,83}{81,66 \times 68}$$

$$= 63,34$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{66,05 - 63,34}{66,05 \times 63,34}$$

$$= 0,0006$$

SUMMARY

73	$h_{outside}$	810
U_c	66	
U_d	63	
R_d Hitung	0,0006	
R_d Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

$$11) \text{ Untuk } N_{re} = 17273,6$$

$$\text{Dari Fig.26 Hal 836 Kern} \quad f = 0,000035$$

$$\text{Pada } T = 99,5 \quad ^\circ\text{F} \quad s = 1$$

12) Menghitung Pressure Drop

$$\begin{aligned} 1 \quad \Delta P_{t1} &= 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t} \\ &= 2 \times \frac{0,000035 \times 1,5556\text{E}+13}{52200000000 \times 0,0543333} \\ &= 0,38 \quad \text{psi} \quad (\text{desain memenuhi}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2 \quad G_t &= 697226,6145 \quad \frac{v_2}{2g'} = 0,0048 \\ &\quad (\text{Kern, hal 837}) \end{aligned}$$

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v_2}{2g'} = 0,0384 \quad \text{psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 0,42 \quad \text{psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

$$13) \text{ Untuk } N_{re} = 512679,6626$$

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,00023 \quad \text{ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = \frac{8}{12} = 0,66667 \quad \text{ft}$$

$$K_i = \frac{P_{sat}}{P}$$

14) Jumlah crosses

$$N+1 = 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12}$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00023 \times 17697613783 \times 64}{52200000000 \times 0,666666667}$$

$$= 0,01 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Condensor (E-311)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-311
Fungsi	mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Kapasitas	21023,32 lb/jam
Suhu Pendingin	86 °F
Suhu Bahan	334,4 °F
LMTD	227,3266 °F
R_D	0,0006
R_D yang ditentukan	0,002
ΔP yang diijinkan	<i>Shell 2 psi, Tube 10 psi</i>
Jumlah	1
BWG	18
Pitch	1
Nt	26
OD	3/4 in
ID	8 in
Passes	2

Panjang Tube

16 ft

AKUMULATOR F-312

fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
 type : silinder horizontal dengan tutup dished
 dasar pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil
 kondisi operasi : Tekanan = 6 atm = 88,176 psia
 Suhu = 160°C

Perhitungan :

Bahan masuk :

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
CH ₃ CH ₂ OH	157,67	0,003	0,789
H ₂ O	7,21	0,000	0,9997
CH ₃ CHO	49206,84	0,994	0,778
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,638	0,000	0,81
CH ₃ COOC ₂ H ₅	124,66	0,003	0,902
CH ₃ COOH	0,88	0,000	1,049
	49497,90	1,00	

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum (\text{fraksi berat} / \rho_{\text{campuran}})} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

$$\rho_{\text{campuran}} = 48,59 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = 49497,90 \text{ kg} = 109123,074 \text{ lb}$$

$$(1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb})$$

$$\begin{aligned} \text{rate volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{109123,07 \text{ lb}}{48,59 \text{ lb/cuft}} \\ &= 2245,73 \text{ cuft} \end{aligned}$$

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

$$\text{maka volume tangki} = 2245,73 \times (100/80)$$

$$= 2807,16 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \\ 2807,16 &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \\ D &= 9,63 \text{ ft} \\ D &\approx 10 \text{ ft} = 120 \text{ in} \\ H &= 40 \text{ ft} = 480 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psia

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 10,80 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 99,00 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 108,90 \text{ psia}$$

$$r = 1/2D$$

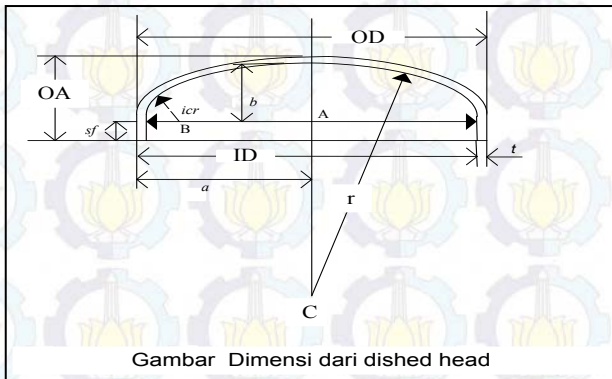
$$r = 1/2 \times 120 = 60 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{108,90 \times 60}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 108,90)} + 0,125$$

$$= 0,77 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 7/8\text{in})$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t. \text{ shell} = 121,25 \text{ in}$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



Gambar Dimensi dari dished head

tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0.885 P r_c}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan : th = tebal dished minimum; in

P = tekanan tangki; psia

r_c = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell & Young, T.13-1)

untuk OD = 126 in standar OD dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : $r_c = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$

$icer = 7 \frac{5}{8} \text{ in} = 7,625 \text{ in}$

$$th = \frac{0.885 \times P \times r_c}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 108,90 \times 120}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 108,90)} + 0,125$$

$$= 1,27 \text{ in} \quad \text{sehingga digunakan } t \text{ standar} = 1 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$D = 126 \text{ in} = 10,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(\text{th}) \\ &= 126 - 2 \times 1,27 \end{aligned}$$

$$= 123,46 \text{ in}$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2}$$

$$= \frac{123,46}{2}$$

$$= 61,73222 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

$$= 112,375 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr}$$

$$= 54,10722 \text{ in}$$

$$\text{AC} = \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2}$$

$$= \sqrt{(89,87^2) - (44,53^2)}$$

$$= 98,49 \text{ in}$$

$$b = r - \text{AC}$$

$$= 21,51 \text{ in}$$

$$\text{OA} = \text{ts} + b + \text{sf}$$

$$= 1,267782 + 21,51 + 1,5$$

$$= 24,28 \text{ in}$$

$$= 2,02 \text{ ft}$$

Dipakai tebal head = 5/8 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{7,625}{126} = 0,060516 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (\text{Di})^3$$

dimana : V = volume, ft^3

Di = diameter, in

$$V = 0.000049 \times (\text{Di})^3$$

$$= 84,67 \text{ ft}^3$$

$$= 18,97 \text{ m}^3$$

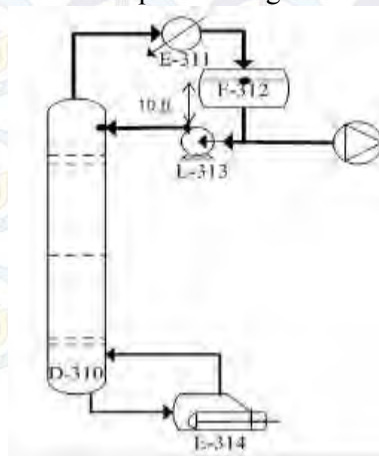
Spesifikasi Akumulator 1

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-312
Fungsi	menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	2807,16 cuft = 79,49 m ³
Diameter	10 ft
Panjang	44,05 ft
Tebal Shell	7/8 in
Tebal tutup atas	1 3/8 in
Tebal tutup bawah	1 3/8 in
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	1 buah

POMPA (L-313)

Fungsi : memompa refluks hasil dari kolom distilasi 1 kembali ke D-310

Type : Pompa centrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	90,91	789,00	0,09
H ₂ O	2,08	995,68	0,00
CH ₃ CHO	14186,84	778,80	18,22
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,18	808,00	0,00023
CH ₃ COOC ₂ H ₅	35,94	897,00	0,04
CH ₃ COOH	0,25	995,70	0,00
Total	14316,21		18,35

$$\text{Rate masuk} = 14316,21 \text{ kg/jam}$$

$$= 31562 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 780,14 \text{ kg/m}^3$$

$$= 48,70257 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 648,0562 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,180016 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 80,8018 \text{ gpm}$$

$$= 18,35158 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,8007 \text{ cp} = 0,00054 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulენტ

$$D_{i_{\text{opt}}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 4,28 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa :

(Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$OD = 5,563 \text{ in} = 0,46358 \text{ ft}$$

$$ID = 5,047 \text{ in} = 0,42058 \text{ ft}$$

$$A = 20,016 \text{ in}^2 = 0,139 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 0,18002 / 0,139 \\ &= 1,29508 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= 49303,7 \\ &\quad (\text{asumsi aliran turbulent dapat diterima}) \end{aligned}$$

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z g / gc + \Delta v^2 / 2\alpha gc + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28, 103)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2 / (2gc) = 0$

($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 10 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 = \text{Tekanan dalam tangki akumulator}$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan dalam D-310}$$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0$$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 2 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2\alpha gc \quad (k_f = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 1,67722}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,01955 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5 \times 1,677223}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,248 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 1,677223}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,11729 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0003309$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0049$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 40 \text{ ft} \\ &= 12,19 \text{ m} \end{aligned}$$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc$$

$$= \frac{4 \times 0,0049 \times 40 \times 1,7}{0,139 \times 2 \times 32}$$

$$= 0,15 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

A1

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= k_c v^2 / 2\alpha g_c \quad (k_c = 0,55) \\ &= \frac{0,6 \times 1,68}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\ &= 0,03 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned} h_e &= k_{ex} v^2 / 2\alpha g_c \quad (k_{ex} = 1) \\ &= \frac{1 \times 1,68}{2 \times 0,5 \times 32,17} \\ &= 0,05 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma h_f &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} + f_f + h_c + h_e \\ &= 0,61 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned} \eta W_p &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \Sigma h_f \\ &= 0 + 10 + 0 + 0,61 \\ &= 10,61 \end{aligned}$$

$$\text{kapasitas} = 80,8018$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 75\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{10,61}{0,75} \\ &= 14,149695 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{14,149695 \times 8,76722}{550} \\
 &= 0,2255519 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Effisiensi motor = 80% (*Peters & Timmerhauss, Gb.1438 hal 521*)

Power actual = BHP / eff. Motor = 1,25

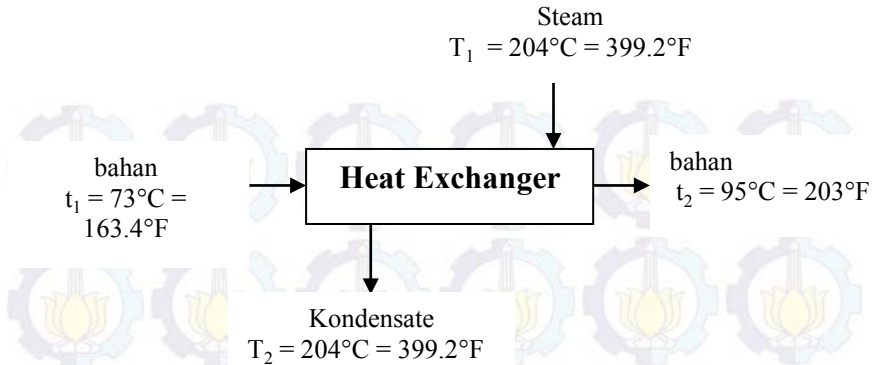
Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-313
Fungsi	memompa refluks hasil dari kolom distilasi 1 kembali ke D-310
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	80,8018 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	5,563 in OD ; sch 40
Power pompa	1,25 hp
Jumlah	1 buah

REBOILER (E-314)

Fungsi = Memanaskan kembali hasil bottom produk D-310

Type = *Shell and Tube Heat Exchanger*



Perhitungan

1. Dari Neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$\begin{aligned}
 W \text{ bahan} &= 22872,09167 \text{ kg/hari} \\
 \text{Panas yang dibutuhkan} &= Q = 22345129,73 \text{ kkal} \\
 \text{Steam yang digunakan} &= W = 973108 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

2. Log Mean Temperature Difference :

hot fluida		cold fluida	differ
399,2	High Temperatur	203	196,2
399,2	Lower Temperatur	163,4	235,8
0	different	39,6	39,6

$$\text{LMTD} = 182^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= Fr \times \text{LMTD} \quad (\text{Untuk 1-2 Shell \& tube, kern 225}) \\
 &= 0,8 \times 182,4844 \\
 &= 146^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

3. T_c dan t_c : dipakai temperature rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2} \\
 &= 399^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{203 + 163,4}{2} = 183,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 10 hal 841-843 (*kern, 1965*)

tube :

Diameter luar (OD) = 3/4 in

BWG = 16

Pitch = 1 in

panjang tube = 16 ft

a" = 0,1963

passes = 1

shell side :

ID = 21,25 in

passes = 1

Asumsi UD = 200 Btu/(hr).ft².°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{22345129,73}{200 \times 145,99}$$

$$= 765,3094 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a} = \frac{765,31}{16 \times 0,1963} = 243,67$$

digunakan N_t = 277 (Kern ; tabel 9)

$$\begin{aligned} A \text{ Baru} &= N_t \times L \times a \\ &= 277 \times 16 \times 0,1963 \\ &= 870,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{UD Baru} &= \frac{Q}{\text{Abaru} \times \Delta T} \\
 &= \frac{22345129,73}{870,0016 \times 145,988} \\
 &= 175,93 \\
 \text{Shell Passes} &= 1
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-314
Fungsi	Memanaskan kembali hasil bottom produk D-310
Type	1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube : OD	3/4
Panjang	16 ft
Pitch	1
Jumlah Tube, Nt	277
Passes	1
Shell : ID	21,25 in
Passes	1
Heat exchanger Area, A	870 ft ²
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

KOLOM DISTILASI II D-320

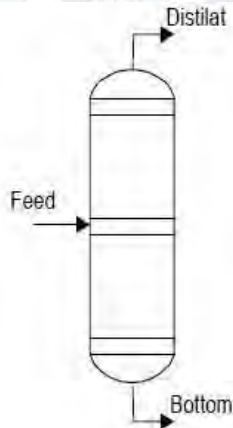
Fungsi : untuk memisahkan etil asetat dan etanol dari air, butanol dan asam asetat berdasarkan perbedaan titik didih

Tipe : Sieve Tray Colomn

Dasar pemilihan: efisiensi pemisahan lebih tinggi dari plate colomn
harga lebih murah dari bubble cup colomn

perawatan dan perbaikan yang mudah

Kondisi operasi : tekanan operasi = 6 atm
 suhu operasi = 296°C
 sistem operasi = kontinu



Dari hasil perhitungan neraca massa dan panas :

T operasi = 296°C
 P operasi = 6 atm
 BM campuran = 29,83657 kg/kmol
 R minimum = 3,1012
 R optimum = 4,6518
 L = 11,91388 kmol = 1033,83 kg = 2279,2 lb
 V = 14,668 kmol = 1272,83 kg = 2806,1 lb
 D = 2,754125 kmol = 238,993 kg = 526,88 lb
 F = 4754,607 kmol = 15033,3 kg = 33142 lb

Menentukan jumlah plate pada kondisi reflux minimum :

1. Minimum stages for total reflux :

menggunakan persamaan 11.7-13 Geankoplis 4th edition,

$$N_m = \frac{\log[(X_{LD} D / X_{HD} D) (X_{HW} W / X_{LW} W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

dengan : X_{LD} = fraksi mol light key pada distilat
 X_{LW} = fraksi mol light key pada bottom
 X_{HD} = fraksi mol heavy key pada distilat
 X_{HW} = fraksi mol heavy key pada bottom

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LW}} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-13})$$

dengan : $\alpha_{L,av}$ = α_L rata-rata
 α_{LD} = α pada temperatur bagian atas (dew point)
 α_{LW} = α pada temperatur bottom

berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan :

$$X_{LD} = 0,005209 \quad D = 2,75 \quad \text{kmol}$$

$$X_{LW} = 0,245116 \quad W = 585,17 \quad \text{kmol}$$

$$X_{HD} = 0,015852$$

$$X_{HW} = 0,745999$$

$$\alpha_{LD} = 1,361991 \quad (T = 295,6^\circ\text{C} \text{ pada kolom atas})$$

$$\alpha_{LW} = 1,361991 \quad (T = 250,3^\circ\text{C} \text{ pada kolo bawah})$$

$$\alpha_{L,av} = 1,361991$$

$$N_m = 48 \quad \text{stage teoritis}$$

$$\text{jumlah tray teoritis} = 47$$

2. Number of stage at operating reflux ratio

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$R_m = 3,1012$$

$$R = 1.5(R_{min}) = 4,6518$$

$$\frac{R}{R+1} = 0,8230652$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,7561689$$

Menentukan nilai N_m/N dengan menggunakan Erbar-Maddox correlation

pada Geankoplis 4th edition Figure 11.7-3, diperoleh :

$$Nm/N = 0,69$$

Stage teotitis

$$N = \frac{Nm}{0,69}$$

$$N = 68 \text{ stage teoritis}$$

$$\begin{aligned} \text{Tray teoritis} &= 67,8 - 1 \text{ (reboiler)} \\ &= 66,8 \end{aligned}$$

3. Penentuan lokasi feed plate

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0.206 \log [(X_{HF}/X_{LF}) W/D (X_{LW}/X_{HD})^2]$$

dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$X_{HF} = 0,53$$

$$X_{LF} = 0,18$$

$$X_{LW} = 0,243992$$

$$X_{HD} = 0,001831$$

$$W = 587,96 \text{ kmol}$$

$$D = 238,61 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 1,053$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 11,29$$

$$Ne + Ns = 11,29 \quad Ns + Ns = 68 \text{ stage}$$

$$\text{diperoleh } Ns = 5,519712$$

$$Ne = 62,3$$

sehingga feed masuk pada tray ke 62 dari atas

$$R = 4,6518$$

$$D = 238,993 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,75413 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_L = 698,368 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma = 22,370 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0,022 \text{ N/m}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 1033,83 \text{ kg/jam} & \rho_v &= 1,063 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 11,9139 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= 1272,83 \text{ kg/jam} \\
 &= 14,668 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F &= 15033,3 \text{ kg/jam} \\
 &= 4754,61 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B &= 14794,3 \text{ kg/jam} \\
 &= 585,167 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L' &= 15165,1 \text{ kg/jam} \\
 &= 599,854 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V' &= 370,825 \text{ kg/jam} \\
 &= 14,6667 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\rho_L' = 865,275 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma' = 7,854 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0,008 \text{ N/m}$$

$$\rho_v' = 1,003 \text{ kg/m}^3$$

(1) **Menghitung Physical Properties** (Culson, pers 11.82)

Jumlah Tray = 68

Temperature Bawah	94,5	°C	Temperature atas	136	°C
ρ_v	1,0	kg/m ³	ρ_v	1,063	kg/m ³
ρ_L	865,3	kg/m ³	ρ_L	698,368	kg/m ³
σ	7,9 0,0079	dyne/cm N/m	σ	22,370 0,02237	dyne/cm N/m

(2) **Menghitung Diamater kolom**

TOP

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0317$$

Asumsi, *Plate Spacing* =

$$0,5 \text{ m}$$

BOTTOM

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 1,3928$$

Dari Gambar 11.27 Coulson
& Richardson

$$K_1 = 0,09$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0747$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 2,641 \quad \text{m/s}$$

Flooding Velocity digunakan =
0,8 (Culson, page 567)

$$u_f = 0,800 \times 2,641$$

$$u_f = 2,113 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{1272,83}{1,063}$$

$$Q = 1197 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,3326 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{0,3326}{2,113}$$

Dari Gambar 11.27 Coulson
& Richardson

$$K_1 = 0,018$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0184$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 0,461 \quad \text{m/s}$$

$$u_f = 0,8 \times 0,461$$

$$u_f = 0,36881 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{370,825}{1,003}$$

$$Q = 369,57 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,1027 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{0,103}{0,369}$$

$$A_n = 0,157 \quad \text{m}^2$$

Luas *Dowcomer* yang digunakan

$$= 0,12$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{0,157}{1}$$

$$= 0,157 \quad \text{m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 0,448 \quad \text{m}$$

$$= 1,468 \quad \text{ft}$$

$$A_n = 0,3 \quad \text{m}^2$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{0,278}{1}$$

$$= 0,278 \quad \text{m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 0,6 \quad \text{m}$$

$$= 2 \quad \text{ft}$$

(3) Menghitung Flow Rate Liquid Maximum

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$

$$= \frac{15165,1}{865,275}$$

$$= 0,0049 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Gambar 11.28 Jenis Aliran yang dipilih adalah Cross Flow (Single Pass)

ID	595,31611	mm
----	-----------	----

Luas	278205,0018	mm ²
	0,278	m ²

Asumsi, Luas Lubang 0,07 A_a

Asumsi, Luas *Downcomer* 0,12 Luas (Culson, page 572)

Net Area	A_n	$A_c - A_d$	0,245	m^2
Active Area	A_a	$A_c - 2A_d$	0,211	m^2
Hole Area	A_h	$0,07A_a$	0,015	m^2
<i>Downcomer Area</i>	A_d	$0,12Luas$	0,033	m^2

Tinggi <i>Weir</i> (h_w)	20	mm
Diameter lubang (d_h)	2,5	mm
Tebal Plate	2,5	mm

Panjang *Weir* Fig.11.31

$$\frac{A_d}{A_c} = \frac{0,033}{0,278}$$

(4) *Check Weeping Point*

Maximum liquid Rate 15165,1 kg/jam
4,213 kg/s

Minimum Liquid Rate 0,7 turn-down
2,949 kg/s

$$\frac{A_d}{A_c} = 0,12$$

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,76$$

$$l_w = 0,76 \times 0,6$$

$$= 0,4524$$

$$\text{Maximum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

$$= 36,555 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

$$= 28,819 \text{ mm liquid}$$

Ketika Laju Liquid minimum

$$= h_w + h_{ow}$$

$$= 48,819 \text{ mm}$$

Dari Culson Fig. 11.30 $K_2 = 28,8$

Kecepatan Vapour Minimum Desain

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$$

$$u_h = 8,18 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{A_h}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = 20,45 \text{ m/s}$$

**Laju Minimum Vapour > Laju Minimum Vapour Desain,
sehingga Trial Diterima**

(5) Layout dan Perforated Area

$$\text{Unperforated Strip Round Plate Edge (U}_{PL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Wide-Calming Zone (W}_{CL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Active Area (A}_a) = 0,211 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Kolom (D}_c) = 0,5953 \text{ m}$$

$$\text{Dari fig. 11.32 Dengan} = l_w/D_c = 0,76$$

$$\text{Didapat } \theta_c = 108$$

$$L_h/D_c = 0,19$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = (D_c - U_{PL}) \cdot \frac{\pi \cdot (180^\circ - \theta_c)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = \frac{(1,10261 - 0,05) \cdot \pi \cdot (180^\circ - 108)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = 0,685 \text{ m}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = \text{UPL} \cdot \text{Mean Length UPL}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = 0,0343 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length W}_{CL} = (D_c - W_{CL}) \cdot \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$\text{Mean Length W}_{CL} = (1,10261 - 0,05) \cdot \sin(108/2)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = 0,441 \text{ m}$$

$$\text{Luas } W_{CL} = 0,0221 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = \text{Active Area} - \text{Luas } U_{PL} - \text{Luas } W_{LC}$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = 0,155 \text{ m}^2$$

$$\text{Sehingga } \frac{A_h}{A_p} = \frac{0,015 \text{ m}^2}{0,155 \text{ m}^2}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,095$$

$$\text{Dari fig. 11.33 } l_p/d_h = 2,9$$

(6) Pressure Drop Plate

Kecepatan Vapour maximum

$$u_h = 6,94 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34

$$\frac{\text{Tebal Plate}}{\text{Diameter Lubang}} = \frac{2,5}{2,5} \quad \frac{A_h}{A_p} = 0,095$$

$$= 1 \quad = 9,54169$$

$$\text{Orifice Coefficient, } C_o = 0,84$$

Dry Plate Drop (h_d) =

$$h_d = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.88})$$

$$h_d = 4,032 \text{ mm}$$

Residual Head (h_r) =

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho L} \quad (\text{Culson, pers 11.89})$$

$$h_r = 14,446 \text{ mm}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = h_r + h_d + h_w + h_{ow}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = 67,298 \text{ mm}$$

(7) **Downcomer Liquid Back-up**

Downcomer Pressure Loss

$$\text{Asumsi, } h_{ap} = h_w - 10 \quad (\text{Culson, pages 577})$$

$$h_{ap} = 10 \text{ mm}$$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = h_{ap} \cdot l_w$$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = 0,0045 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka $A_m = A_{ap}$

$$h_{dc} = 160 \cdot \left(\frac{L_{max}}{\rho L \cdot A_m} \right)^2 \quad (\text{Culson, pers 11.92})$$

$$h_{dc} = 185,257 \text{ mm}$$

$$\approx 185 \text{ mm}$$

Back-up pada Downcomer

(Culson, pers 11.91)

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_t + h_{dc}$$

$$h_b = 309,11 \text{ mm}$$

$$h_b = 0,31 \text{ m}$$

$$\text{Plate Spacing} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Weir} = 0,02 \text{ m}$$

$$1/2(\text{Total}) = 0,26 \text{ m}$$

Jarak Antar Tray diterima karena :
 $1/2 (\text{Plate Spacing} + \text{Tinggi Weir}) > h_b$ (Culson, pers 11.94)

Cek *Residence Time*

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L} \quad (\text{Culson, pers 11.95})$$

$$t_r = 2,12 \text{ s}$$

(8) Periksa *Entrainment*

Top

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{0,3326}{0,245}$$

$$u_v = 1,359$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{1,359}{2,113}$$

$$\text{Percent Flooding} = 0,643$$

$$F_{LV} = 0,0317$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,08$$

Bottom

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{0,103}{0,245}$$

$$u_v = 0,419$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{0,419}{0,369}$$

$$\text{Percent Flooding} = 0,433$$

$$F_{LV} = 0,393$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,02$$

(9) Jumlah Lubang

$$\begin{aligned}\text{Diameter satu lubang} &= 2,5 \text{ mm} \\ &= 0,0025 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot D^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot 0,0025^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = 4,90874\text{E-}06 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Lubang (A}_h\text{)} = 0,015 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah Lubang} = \frac{A_h}{\text{Luas Satu Lubang}}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = 3015,13 \approx 3015 \text{ lubang}$$

(10) Menentukan tinggi kolom**1.) Tinggi total Tray (H_T)**

$$\text{Jumlah tray (N)} = 68$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times (N - 1)$$

dengan T : plate spacing

$$= 0,5 \times (68 - 1)$$

$$= 33,419 \text{ m}$$

$$= 109,61 \text{ ft}$$

2.) Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

3.) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 15165 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 865,275 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = 2,12 \text{ seconds}$$

$$= 0,00059 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas permukaan} &= 0,278 \text{ m}^2 \\ &= 2,995 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{HL} &= \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho L \times A)} \\ &= \frac{15165 \times 0,00059}{865,275 \times 0,278} \\ &= 0,037 \text{ m} \\ &= 0,122 \text{ ft}\end{aligned}$$

- 4.) Tinggi ruang kosong diatas liquida
ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquida = 1 ft

- 5.) Tebal tutup dan tinggi bejana
Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 low alloy stell
(Tabel 13.1, brownell&young)

$$\begin{aligned}f &= 22500 \\ E &= 0,85 \\ C &= 2/16\end{aligned}$$

- 6.) Penentuan tebal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in
 P = tekanan tangki; psi
 r_i = jari-jari tangki; in (1/2D)
 C = faktor korosi; in (digunakan 1/8 in)
 E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi
(Brownell, T.13-1)

$$P \text{ operasi} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 1,1 \times P \text{ operasi} = 97,02 \text{ psi}$$

$$r = 1/2 D$$

$$r = 1/2 \times 27,33692 = 13,668 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{42,88 \times 97,02}{(22500 \times 0.85) - (0.6 \times 97,02)} + 0,125$$

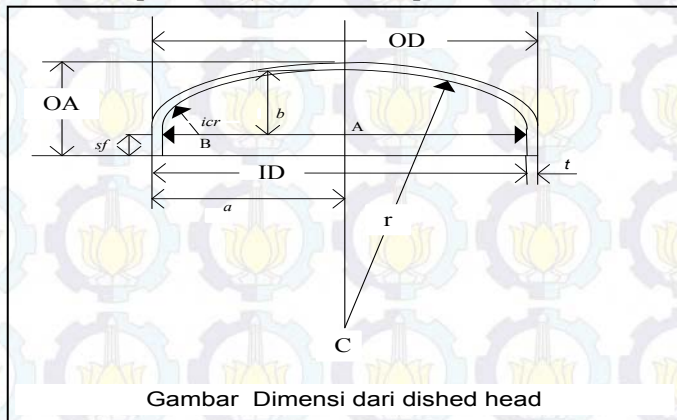
$$= 0,19 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1/4 \text{ in})$$

$$OD = 2 \times t_{\text{shell}} + ID$$

$$= 24$$

7.) Penentuan tinggi tutup

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0.885 P r_c}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan : th = tebal dished minimum; in
 P = tekanan tangki; psi

r_c = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk $D = 24$ in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : $r_c = 24$ in = 2 ft

$i_{cr} = 1 \frac{1}{2}$ in = 1,2 in

$th = \frac{0.885 \times P \times r_c}{fE - 0.1 P} + C$ (Brownell & Young, pers 13-12)

$$th = \frac{0,885 \times 97,02 \times 24}{(22500 \times 0.85) - (0.1 \times 97,02)} + 0,125$$

= 0,2328 in sehingga digunakan t standar = 1/4 in

$D = 24$ in = 2 ft

ID tutup = OD tangki – 2(th)

$$= 23,93164 - 2 \times 0,2328$$

$$= 23,47 \text{ in} = 1,9555 \text{ ft}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{23,47}{2}$$

$$= 11,7 \text{ in}$$

BC = $r - i_{cr}$

$$= 22,8 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - i_{cr}$$

$$= 10,5 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(123.25^2) - (63^2)}$$

$$\begin{aligned}
 &= 20,22 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 3,78 \text{ in} \\
 OA &= ts + b + sf \\
 &= 0,232804 + 3,78 + 1,5 \\
 &= 5,51 \text{ in} = 0,5 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi total kolom =

tinggi tray + tinggi ruang kosong diatas tray + tinggi hold up liquid + tinggi ruang kosong diatas liquida + 2 x tinggi tutup

$$\begin{aligned}
 &= 109,613 + 2 + 0,122 + 1 + 2 \times 0,5 \\
 &= 113,6534 \text{ ft} \\
 &= 34,650 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Kolom Distilasi II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-320
Fungsi	Memisahkan etil asetat dan etanol dari air, butanol dan asam asetat berdasarkan perbedaan titik didih
Tipe	Total Condenser
Kapasitas	15033,26 kg/jam
Bahan	SA 353
Jumlah	1
Spesifikasi Plate :	
Type of tray	Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray
Tower diameter	0,595 m
Tray spacing	0,5 m
Active area	0,2114 m ²
Hole area	0,0148 m ²
Downcomer area	0,0334 m ²
Number of tray	68
Tinggi Kolom	35 m

AKUMULATOR F-322

fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
 type : silinder horizontal dengan tutup dished
 dasar pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil
 kondisi operasi : Tekanan = 6 atm = 88,18 psia

Perhitungan :

Bahan masuk :

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
CH ₃ CH ₂ OH	3,74	1,87	0,789
H ₂ O	0,86	0,43	0,9997
CH ₃ CHO	0	0,00	0,778
CH ₃ (CH ₂) ₃ OH	0,08	0,04	0,81
CH ₃ COOC ₂ H ₅	1342,38	671,19	0,902
CH ₃ COOH	0,11	0,05	1,049
	1347,16	673,58	

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\Sigma (\text{fraksi berat}/\rho \text{ campuran})} \times 62.43 \text{ lb/cuft}$$

$$(1 \text{ gr/cc} = 62.43 \text{ lb/cuft})$$

$$\rho \text{ campuran} = 56,29 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{rate massa} = 1347,16 \text{ kg} = 2969,94 \text{ lb}$$

$$(1 \text{ kg} = 2.2046 \text{ lb})$$

$$\begin{aligned} \text{rate volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{2969,94 \text{ lb}}{56,29 \text{ lb/cuft}} \\ &= 52,76 \text{ cuft} \end{aligned}$$

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

$$\text{maka volume tangki} = 52,76 \times (100/80)$$

$$= 65,95 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 1/4 \pi (D^2) H \\ 65,95 &= 1/4 \pi (D^2) 4D \\ D &= 2,759034 \text{ ft} \\ D &\approx 3 \text{ ft} = 36 \text{ in} \\ H &= 12 \text{ ft} = 144 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan :

- t_{\min} = tebal shell minimum; in
- P = tekanan tangki; psia
- r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)
- C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
- E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
- f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 3,75 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 91,95 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 101,15 \text{ psia}$$

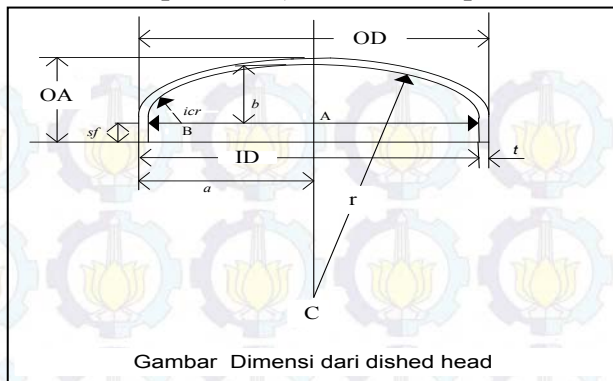
$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 36 = 18 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{101,15 \times 18}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 101,15)} + 0,125$$

$$= 0,31 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/8 \text{ in})$$

$$OD = ID + 2 t. \text{ shell} = 37,25 \text{ in}$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :

tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psia
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.8$
- f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell & Young, T.13-1)

untuk OD = 40 in standar OD dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : $rc = 40$ in = 3,33 ft

$icr = 2 \frac{1}{2}$ in = 2,5 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 101,15 \times 40}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 101,15)} + 0,1$$

$$= 0,48 \text{ in} \quad \text{sehingga digunakan } t \text{ standar} = \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$D = 40 \text{ in} = 3,3 \text{ ft}$$

$$ID \text{ tutup} = OD \text{ tangki} - 2(th)$$

$$= 40 - 2 \times 0,48$$

$$= 39,04 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{39,04}{2} \end{aligned}$$

$$= 19,52118 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 37,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= 17,02118 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(89.87^2) - (44.53^2)} \\ &= 33,41 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 6,59 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= ts + b + sf \\ &= 0,478819 + 6,59 + 1,5 \\ &= 8,56 \text{ in} \\ &= 0,71 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 5/8 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{2,5}{40} = 0,0625 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } V &= \text{volume, ft}^3 \\ Di &= \text{diameter, in} \end{aligned}$$

$$V = 0.000049 \times (Di)^3$$

$$= 2,29 \text{ ft}^3$$

$$= 18,97 \text{ m}^3$$

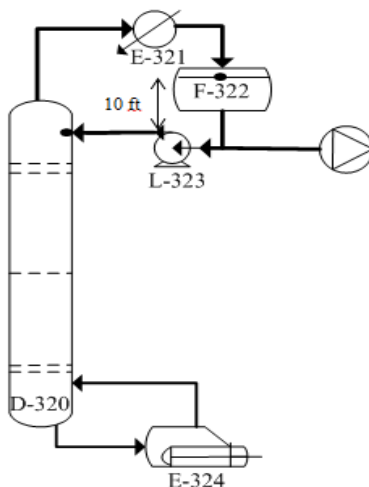
Spesifikasi Akumulator

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-322
Fungsi	menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	65,95 cuft = 2 m ³
Diameter	3 ft
Panjang	13,43 ft
Tebal Shell	3/8in
Tebal tutup atas	1/2 in
Tebal tutup bawah	1/2 in
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	1 buah

POMPA (L-323)

Fungsi : memompa refluks hasil dari kolom distilasi 2 kembali ke D-320

Type : Pompa sentrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	12989,55	789,00	16,46331
H ₂ O	297,14	995,83	0,29838
CH ₃ COOC ₂ H ₅	513,53	897,00	0,57249
Total	13800,22		17,33

$$\text{Rate masuk} = 13800,22 \text{ kg/jam}$$

$$= 30424,43 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 796,13 \text{ kg/m}^3$$

$$= 49,70048 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 612,1555 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,170043 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 76,32559 \text{ gpm}$$

$$= 17,33495 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,2838 \text{ cp} = 0,00019 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulent

$$Di_{\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 4,19 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 5,563 \text{ in} = 0,46358 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 5,047 \text{ in} = 0,42058 \text{ ft}$$

$$A = 20,016 \text{ in}^2 = 0,139 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\
 &= 0,17004 \quad / \quad 0,139 \\
 &= 1,22333 \quad \text{ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= 134090
 \end{aligned}$$

(asumsi aliran turbulent dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \cdot g / gc + \Delta v^2 / 2\alpha gc + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28)

dimana :

$$* \text{ faktor energi kinetik } \Delta v^2 / (2gc) = 0$$

$$(\quad v_1 = v_2, \Delta v = 0)$$

$$* \text{ beda tinggi } \Delta z = 10 \quad \text{ft}$$

$$* \text{ Titik referens, } P_1 = \text{Tekanan dalam tangki akumulator}$$

$$= 88,2 \quad \text{psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan dalam D-320}$$

$$= 88,2 \quad \text{psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0$$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 2 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2\alpha gc \quad (k_f = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 1,49654}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,01744 \quad \text{ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5 \times 1,496542}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,221 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 1,496542}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,10466 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0003309$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,012$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 40 \text{ ft} \\ &= 12,19 \text{ m} \end{aligned}$$

$$f_f = 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc$$

$$= \frac{4 \times 0,012 \times 40 \times 1,5}{0,139 \times 2 \times 32}$$

$$= 0,32 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$hc = k_c v^2 / 2gc \quad (k_c = 0,55)$$

$$= \frac{0,6 \times 1,50}{2 \times 32,174}$$

$$= \frac{2 \times 0,5 \times 32,2}{0,03} \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$$K_{ex} = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v^2}{2g_c} \quad (K_{ex} = 1)$$

$$= \frac{1 \times 1,50^2}{2 \times 0,5 \times 32,17}$$

$$= 0,05 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma h_f = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} + f_f + h_c + h_e$$

$$= 0,74 \text{ ft.lbf/lb}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\eta W_p = \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta z \left(\frac{g}{g_c} \right) + \Delta \left(\frac{P}{\rho} \right) + \Sigma h_f$$

$$= 0 + 10 + 0 + 0,74$$

$$= 10,74$$

$$\text{kapasitas} = 76,32559$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 38\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$W_p = \frac{10,74}{0,38}$$

$$= 28,2536 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{28,253646 \times 8,45123}{550}$$

$$= 0,4341 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 80% (*Peters & Timmerhauss, Gb.1438 hal 521*)

Power actual = BHP / eff. Motor = 1,25

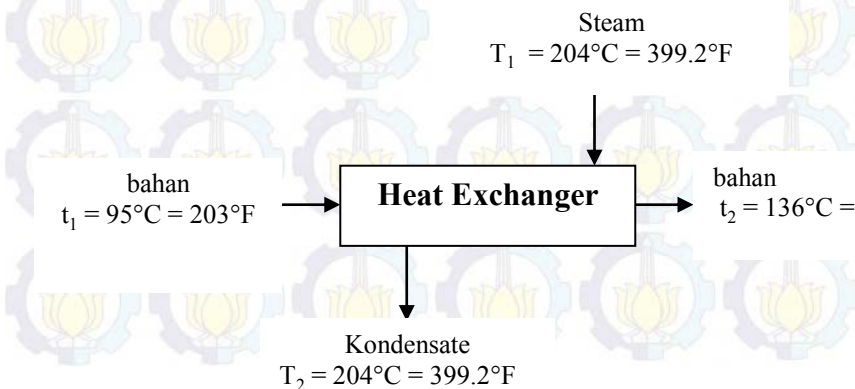
Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-323
Fungsi	Memompa reflux ke D-320
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	76,32559 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	5,56 in OD ; sch 40
Power pompa	1,25 hp
Jumlah	1 buah

REBOILER (E-324)

Fungsi = Memanaskan kembali hasil bottom produk D-320

Type = *Shell and Tube Heat Exchanger*



Perhitungan

1. Dari Neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$W \text{ bahan} = 370,83 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan} = Q = 2591205,86 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam yang digunakan} = W = 5642,22 \text{ kg/hari}$$

2. Log Mean Temperature Difference :

hot fluida		cold fluida	differ
399,2	High Temperatir	276,8	122,4
399,2	Lower Temperatur	203	196,2
0	different	73,8	73,8

$$\text{LMTD} = 238 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T = Fr \times \text{LMTD} \quad (\text{Untuk 1-2 Shell \& tube, kern 225})$$

$$= 0,8 \times 237,996$$

$$= 190 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

3. T_c dan t_c : dipakai temperature rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2}$$

$$= 399 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{276,8 + 203}{2}$$

$$= 239,9 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 10 hal 841-843 (*kern, 1965*)

tube :

$$\text{Diameter luar (OD)} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in}$$

shell side :

$$\text{ID} = 8 \text{ in}$$

$$\text{passes} = 1$$

$$\text{panjang tube} = 16 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,1963$$

$$\text{passes} = 1$$

$$\text{Asumsi UD} = 200 \text{ Btu}/(\text{hr}).\text{ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$

$$= \frac{2591205,863}{200 \times 190,4}$$

$$= 68,04752 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a}$$

$$= \frac{68,05}{16 \times 0,1963}$$

$$= 21,67$$

$$\text{digunakan Nt} = 32 \quad (\text{Kern ; tabel 9})$$

$$A \text{ Baru} = Nt \times L \times a$$

$$= 32 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 100,51$$

$$UD \text{ Baru} = \frac{Q}{A_{\text{baru}} \times \Delta T}$$

$$= \frac{2591205,863}{100,5056 \times 190,397}$$

$$= 135,41$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

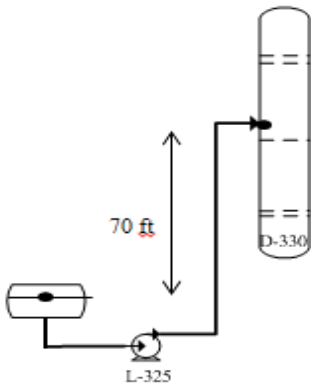
Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	Prangan
No. Kode	E-324
Fungsi	Memanaskan kembali hasil bottom produk D-320
Type	1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube : OD	3/4 in
Panjang	16 ft
Pitch	1
Jumlah Tube, Nt	32
Passes	1
Shell : ID	8 in
Passes	1
Heat exchanger Area, A	100,51 ft ²
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

POMPA (L-325)

Fungsi : memompa hasil top produk kolom distilasi 2 D-320 menuju kolom distilasi 3 D-330

Type : Pompa centrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	6675,41	789,00	8,46059
H ₂ O	152,70	995,83	0,15334
CH ₃ COOC ₂ H ₅	263,90	808,00	0,32661
Total	7092,01		8,94

$$\text{Rate masuk} = 7092,01 \text{ kg/jam}$$

$$= 15635,29 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 793,24 \text{ kg/m}^3$$

$$= 49,52033 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 315,7347 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,087704 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 39,36686 \text{ gpm}$$

$$= 8,940938 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,2838 \text{ cp} = 0,00019 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulent

$$Di_{\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 3,11 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 4 \text{ in} = 0,33333 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,548 \text{ in} = 0,29567 \text{ ft}$$

$$A = 9,8928 \text{ in}^2 = 0,0687 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\ &= 0,0877 / 0,0687 \\ &= 1,27662 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= 98013,7 \\ &\text{(asumsi aliran turbulent dapat diterima)} \end{aligned}$$

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernoulli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2\alpha \text{gc} + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2 / (2\text{gc}) = 0$

($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 70 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 = \text{Tekanan dalam D-320}$

$= 88,2 \text{ psi}$

$P_2 = \text{Tekanan dalam D-330}$

$= 88,2 \text{ psi}$

$\Delta(P/\rho) = 0$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 3 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 3 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 3 \times k_f \times v^2 / 2\alpha \text{gc} \quad (k_f = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{3 \times 0,75 \times 1,62977}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,05699 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5 \times 1,62977}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,241 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 1,62977}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,11397 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0006696$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0045$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 150 \text{ ft} \\ &= 45,72 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_f &= 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc \\ &= \frac{4 \times 0,0045 \times 150 \times 1,6}{0,069 \times 2 \times 32} \\ &= 1,00 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned}
 h_c &= k_c \frac{v^2}{2\alpha g c} \quad (k_c = 0,55) \\
 &= \frac{0,6 \times 1,63}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\
 &= 0,03 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$$K_{ex} = 1$$

$$\begin{aligned}
 h_e &= k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha g c} \quad (k_{ex} = 1) \\
 &= \frac{1 \times 1,63}{2 \times 0,5 \times 32,17} \\
 &= 0,05 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma h_f &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} + f_f + h_c + h_e \\
 &= 1,49 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\begin{aligned}
 \eta W_p &= \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \Sigma h_f \\
 &= 0 + 70 + 0 + 1,49 \\
 &= 71,49
 \end{aligned}$$

$$\text{kapasitas} = 39,37$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 40\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{71,49}{0,40} \\
 &= 178,71372 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\
 &= \frac{178,71372 \times 4,34314}{550}
 \end{aligned}$$

 550

$$= 1,41 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 82% (Peters & Timmerhauss, Gb.1438 hal 521)

$$\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} = 1,72 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa

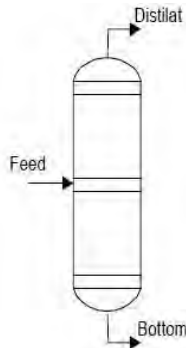
Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-325
Fungsi	Memompa top produk dari D-320 ke D-330
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	39,367 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	70 ft
Ukuran pipa	4 in OD ; sch 40
Power pompa	1,72 hp
Jumlah	1 buah

KOLOM DISTILASI III D-330

Fungsi : untuk memisahkan etil asetat dari etanol dengan bantuan pelarut etilen glikol berdasarkan perbedaan titik didih

Tipe : Sieve Tray Colomn

Kondisi operasi : tekanan operasi = 6 atm
 suhu operasi = 296 °C
 sistem operasi = kontinyu



Dari hasil perhitungan neraca massa dan panas :

T operasi = 296 °C

P operasi = 6 atm

BM campuran = 54,5450 kg/kmol

R minimum = 0,9992

R optimum = 1,4988

L = 4,4891 kmol = 395,533 kg = 871,99 lb

V = 7,48425 kmol = 659,438 kg = 1453,8 lb

D = 71,8839 kmol = 395,535 kg = 872 lb

F = 270,4917 kmol = 659,438 kg = 1453,8 lb

Menentukan jumlah plate pada kondisi reflux minimum :

1. Minimum stages for total reflux :

menggunakan persamaan 11.7-13 Geankoplis 4th edition,

$$N_m = \frac{\log[(X_{LD} D / X_{HD} D) (X_{HW} W / X_{LW} W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

dengan : X_{LD} = fraksi mol light key pada distilat

X_{LW} = fraksi mol light key pada bottom

X_{HD} = fraksi mol heavy key pada distilat

X_{HW} = fraksi mol heavy key pada bottom

$$\alpha_{L,av} = \sqrt[n]{\alpha_{LD} \alpha_{LW}} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-13})$$

dengan :

$$\begin{aligned}\alpha_{L,av} &= \alpha_L \text{ rata-rata} \\ \alpha_{LD} &= \alpha \text{ pada temperatur bagian atas (dew point)} \\ \alpha_{LW} &= \alpha \text{ pada temperatur bottom}\end{aligned}$$

berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan :

$$X_{LD} = 0,00713 \quad D = 71,88 \quad \text{kmol}$$

$$X_{LW} = 0,327 \quad W = 267,50 \quad \text{kmol}$$

$$X_{HD} = 0,00194$$

$$X_{HW} = 0,43$$

$$\alpha_{LD} = 1,3106 \quad (T = 296^\circ\text{C} \text{ pada kolom atas})$$

$$\alpha_{LW} = 1,8391 \quad (T = 261^\circ\text{C} \text{ pada kolo bawah})$$

$$\alpha_{L,av} = 1,5525$$

$$N_m = 48 \quad \text{stage teoritis} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-12})$$

$$\text{jumlah tray teoritis} = 47$$

2. Number of stage at operating reflux ratio

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$R_m = 0,9992$$

$$R = 1.5(R_{min}) = 1,4988$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,60$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,50$$

Menentukan nilai N_m/N dengan menggunakan Erbar-Maddox correlation pada Geankoplis 4th edition Figure 11.7-3, diperoleh :

$$N_m/N = 0,6$$

Stage teotitis

$$N = \frac{N_m}{0,6}$$

$$N = 79 \quad \text{stage teoritis}$$

$$\text{Tray teoritis} = 79 - 1 \text{ (reboiler)}$$

$$= 78$$

3. Penentuan lokasi feed plate

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log [(X_{HF}/X_{LF}) W/D (X_{LW}/X_{HD})^2]$$

dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$X_{HF} = 0,5357$$

$$X_{LF} = 0,0111$$

$$X_{LW} = 0,216$$

$$X_{HD} = 0,002$$

$$W = 267,50 \text{ kmol}$$

$$D = 71,88 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 1,302$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 9,96$$

$$N_e + N_s = 9,96415 \text{ } N_s + N_s = 79 \text{ stage}$$

$$\text{diperoleh } N_s = 7$$

$$N_e = 72$$

sehingga feed masuk pada tray ke 72 dari atas

$$R = 1,4988$$

$$D = 395,535 \text{ kg/jam}$$

$$= 71,8839 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_L = 707,640 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma = 23,98 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0,024 \text{ N/m}$$

$$L = 395,533 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,4891 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho_v = 1,742 \text{ kg/m}^3$$

$$V = 659,438 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,48425 \text{ kmol/jam}$$

$$F = 659,438 \text{ kg/jam}$$

$$= 270,492 \text{ kmol/jam}$$

$$B = 13911,4 \text{ kg/jam}$$

$$= 256,247 \text{ kmol/jam}$$

$$\rho'_L = 866,265 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma' = 7,985 \text{ dyne/cm}$$

$$\begin{aligned}
 L' &= 22863,2 \text{ kg/jam} & &= 0,008 \text{ N/m} \\
 &= 179,6 \text{ kmol/jam} & \rho_v' &= 1,512 \text{ kg/m}^3 \\
 V' &= 26894 \text{ kg/jam} \\
 &= 274,981 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

(1) **Menghitung Physical Properties** (Culson, pers 11.82)

Jumlah Tray = 79

Temperature Bawah	261	°C	Temperature atas	296	°C
ρ_v	1,5	kg/m ³	ρ_v	1,742	kg/m ³
ρ_l	866,3	kg/m ³	ρ_l	707,640	kg/m ³
σ	8,0 0,0080	dyne/cm N/m	σ	23,980 0,02398	dyne/cm N/m

(2) **Menghitung Diamater kolom**

TOP

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0298$$

Asumsi, *Plate Spacing* = 0,5 m

Dari Gambar 11.27 Coulson & Richardson

$$K_1 = 0,09$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0749$$

BOTTOM

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0273$$

Dari Gambar 11.27 Coulson & Richardson

$$K_1 = 0,089$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0923$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 2,152 \quad \text{m/s}$$

Flooding Velocity digunakan =
0,85 (Culson, page 567)

$$u_f = 0,85 \times 2,152$$

$$u_f = 1,83 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{659,438}{1,742}$$

$$Q = 378,6 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,1052 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (An)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{0,1052}{1,829}$$

$$A_n = 0,057 \quad \text{m}^2$$

Luas *Dowcomer* yang digunakan
= 0,12

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 1,792 \quad \text{m/s}$$

$$u_f = 0,85 \times 1,792$$

$$u_f = 1,52 \quad \text{m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_V}$$

$$Q = \frac{26894}{1,512}$$

$$Q = 17787,037 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 4,9408 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (An)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{4,941}{1,523}$$

$$A_n = 3,2 \quad \text{m}^2$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{0,057}{1}$$
$$= 0,057 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$
$$= 0,271 \text{ m}$$
$$= 0,887 \text{ ft}$$

$$= \frac{3,244}{1}$$
$$= 3,244 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$
$$= 2 \text{ m}$$
$$= 6,7 \text{ ft}$$

(3) Menghitung Flow Rate Liquid Maximum

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$
$$= \frac{22863,2}{866,265}$$
$$= 0,0073 \text{ m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Gambar 11.28 Jenis Aliran yang dipilih adalah Cross Flow (Single Pass)

ID	2032,4866	mm
----	-----------	----

Luas	3242836,49	mm ²
	3,243	m ²

Asumsi, Luas Lubang 0,07 A_a

Asumsi, Luas *Downcomer* 0,12 Luas (Culson, page 572)

Net Area	A _n	A _c -A _d	2,854	m ²
Active Area	A _a	A _c -2A _d	2,465	m ²
Hole Area	A _h	0,07A _a	0,173	m ²

Downcomer Area	A_d	0,12Luas	0,389	m^2
----------------	-------	----------	-------	-------

Tinggi Weir (h_w)	15	mm
Diameter lubang (d_h)	2,5	mm
Tebal Plate	2,5	mm

Panjang Weir Fig.11.31

$$\frac{A_d}{A_c} = \frac{0,389}{3,243}$$

(4) Check Weeping Point

Maximum liquid Rate 22863,21 kg/jam
 6,351 kg/s

$$\frac{A_d}{A_c} = 0,12$$

Minimum Liquid Rate 0,7 turn-down
 4,446 kg/s

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,75$$

$$l_w = 0,75 \times 2,032 = 1,5244$$

$$\text{Maximum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3} \quad (\text{Culson, pers 11.85})$$

$$= 21,369 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

Ketika Laju Liquid minimum

$$= h_w + h_{ow}$$

$$= 31,847 \text{ mm}$$

Dari Culson Fig. 11.30 $K_2 = 29,2$

Kecepatan Vapour Minimum Desain

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$$

$$u_h = 6,99 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{A_h}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{3,45859}{0,173}$$

Laju Minimum Vapour = 20,05 m/s

Laju Minimum Vapour Desain,

sehingga Trial Diterima

(5) Layout dan *Perforated Area*

$$\text{Unperforated Strip Round Plate Edge } (U_{PL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Wide-Calming Zone } (W_{CL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Active Area } (A_a) = 2,465 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Kolom } (D_c) = 2,0325 \text{ m}$$

$$\text{Dari fig. 11.32 Dengan } = l_w/D_c = 0,75$$

$$\text{Didapat } \theta_c = 108$$

$$L_h/D_c = 0,18$$

$$\text{Mean Length } U_{PL} = (D_c - U_{PL}) \cdot \frac{\pi \cdot (180^\circ - \theta_c)}{180}$$

$$\text{Mean Length } U_{PL} = 2,491 \text{ m}$$

$$\text{Luas } U_{PL} = U_{PL} \cdot \text{Mean Length } U_{PL}$$

$$\text{Luas } U_{PL} = 0,1246 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = (D_c - W_{CL}) \cdot \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = (1,10261 - 0,05) \cdot \sin(108/2)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = 1,604 \text{ m}$$

$$\text{Luas } W_{CL} = 0,0802 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = \text{Active Area} - \text{Luas } U_{PL} - \text{Luas } W_{LC}$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = 2,260 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \frac{A_h}{A_p} &= \frac{0,173 \text{ m}^2}{2,260 \text{ m}^2} \\ \frac{A_h}{A_p} &= 0,076 \end{aligned}$$

$$\text{Dari fig. 11.33 } l_p/d_h = 3,4$$

(6) Pressure Drop Plate

Kecepatan Vapour maximum

$$u_h = 28,64 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34

$$\begin{aligned} \frac{\text{Tebal Plate}}{\text{Diameter Lubang}} &= \frac{2,5}{2,5} & \frac{A_h}{A_p} &= 0,076 \\ &= 1 & &= 7,634 \end{aligned}$$

$$\text{Orifice Coefficient, } C_o = 0,82$$

Dry Plate Drop (h_d) =

$$h_d = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.88})$$

$$h_d = 108,586 \text{ mm}$$

Residual Head (h_r) =

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.89})$$

$$h_r = 14,430 \text{ mm}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = h_r + h_d + h_w + h_{ow}$$

Pressure Drop Total Kolom = 154,86 mm

(7) Downcomer Liquid Back-up

Downcomer Pressure Loss

Asumsi, $h_{ap} = h_w - 10$ (Culson, pages 577)

$$h_{ap} = 5 \text{ mm}$$

Luas Apron (A_{ap}) = $h_{ap} \cdot l_w$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = 0,0076 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka $A_m = A_{ap}$

$$h_{dc} = 160 \cdot \left(\frac{L_{max}}{\rho_L \cdot A_m} \right)^2 \quad (\text{Culson, pers 11.92})$$

$$h_{dc} = 148,037 \text{ mm}$$

$$\approx 148 \text{ mm}$$

Back-up pada Downcomer (Culson, pers 11.91)

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_t + h_{dc}$$

$$h_b = 339,27 \text{ mm}$$

$$h_b = 0,339 \text{ m}$$

$$\text{Plate Spacing} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Weir} = 0,015 \text{ m}$$

$$1/2(\text{Total}) = 0,558 \text{ m}$$

Jarak Antar Tray diterima karena :

$$1/2 (\text{Plate Spacing} + \text{Tinggi Weir}) > h_b \quad (\text{Culson, pers 11.94})$$

Cek Residence Time

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L} \quad (\text{Culson, pers 11.95})$$

$$t_r = 18,01 \text{ s}$$

(8) Periksa *Entrainment*

Top	Bottom
$u_v = \frac{Q}{A_n}$	$u_v = \frac{Q}{A_n}$
$u_v = \frac{0,1052}{2,854}$	$u_v = \frac{4,941}{2,854}$
$u_v = 0,037$	$u_v = 1,731$
$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$	$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$
$\text{Percent Flooding} = \frac{0,037}{1,829}$	$\text{Percent Flooding} = \frac{1,731}{1,523}$
$\text{Percent Flooding} = 0,020$	$\text{Percent Flooding} = 1,137$
$F_{LV} = 0,0298$	$F_{LV} = 0,027$
Dari fig. 11.29	Dari fig. 11.29
$\Psi = 0,003$	$\Psi = 0,3$

(9) Jumlah Lubang

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter satu lubang} &= 2,5 \text{ mm} \\
 &= 0,0025 \text{ m} \\
 \text{Luas satu Lubang} &= (\pi/4) \cdot D^2 \\
 \text{Luas satu Lubang} &= (\pi/4) \cdot 0,0025^2 \\
 \text{Luas satu Lubang} &= 4,90874\text{E-}06 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas Lubang (A}_h\text{)} &= 0,173 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = \frac{Ah}{\text{Luas Satu Lubang}}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = 35145,26 \approx 35145 \text{ lubang}$$

(10) Menentukan tinggi kolom

1.) Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 79$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times (N - 1)$$

dengan T : plate spacing

$$= 0.5 \times (79 - 1)$$

$$= 39,026 \text{ m}$$

$$= 128 \text{ ft}$$

2.) Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

3.) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 22863 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 866,265 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = 18,01 \text{ seconds}$$

$$= 0,005 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 3,243 \text{ m}^2$$

$$= 34,906 \text{ ft}^2$$

$$\text{HL} = \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho L \times A)}$$

$$= \frac{22863 \times 0,00500}{866,265 \times 3,243}$$

$$= 0,041 \text{ m}$$

$$= 0,134 \text{ ft}$$

- 4.) Tinggi ruang kosong diatas liquida
 ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquida = 1 ft

- 5.) Tebal tutup dan tinggi bejana

Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 low alloy stell

(Tabel 13.1, brownell&young)

$$f = 22500$$

$$E = 0,85$$

$$C = 2/16$$

- 6.) Penentuan tebal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi
 (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 97,02 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 79,99867 = 40,00 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{97,02 \times 40,00}{(22500 \times 0,85) - (0,6 \times 97,02)} + 0,125$$

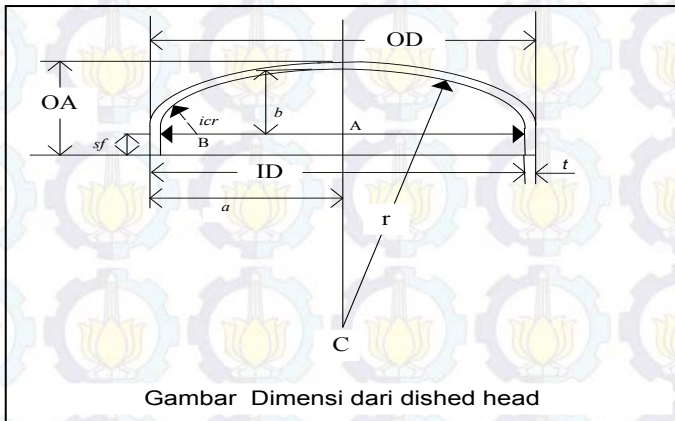
$$= 0,33 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/8 \text{ in})$$

$$OD = 2 \times t_{\text{shell}} + ID$$

$$= 80 \text{ in}$$

7.) Penentuan tinggi tutup

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0,1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.85
- f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka f = 22500 psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk D = 80 in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : rc = 84 in = 7 ft

icr = 5 1/8 in = 5,125 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0,1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 97,02 \times 84}{(22500 \times 0,85) - (0,1 \times 97,02)} + 0,125$$

$$= 0,50 \text{ in} \text{ sehingga digunakan } t \text{ standar} = 1/2 \text{ in}$$

$$D = 80 \text{ in} = 6,7 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(th) \\ &= 80,49867 - 2 \times 0,50231 \end{aligned}$$

$$= 79,49 \text{ in} = 6,6245 \text{ ft}$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2}$$

$$= \frac{79,49}{2}$$

$$= 39,7 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - icr$$

$$= 78,875 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \frac{\text{ID}}{2} - icr$$

$$= 34,6 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\ &= \sqrt{(78,875^2) - (34,6^2)} \end{aligned}$$

$$= 70,87 \text{ in}$$

$$b = r - \text{AC}$$

$$= 13,13 \text{ in}$$

$$\text{OA} = ts + b + sf$$

$$= 0,502314 + 13,13 + 1,5$$

$$= 15,13 \text{ in} = 1,3 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi total kolom} =$$

tinggi tray + tinggi ruang kosong diatas tray + tinggi hold up liquid +
tinggi ruang kosong diatas liquida + 2 x tinggi tutup

$$= 128,004 + 2 + 0,134 + 1 + 2 \times 1,3$$

$$= 133,6597 \text{ ft}$$

$$= 40,750 \text{ m}$$

Spesifikasi Kolom Distilasi III

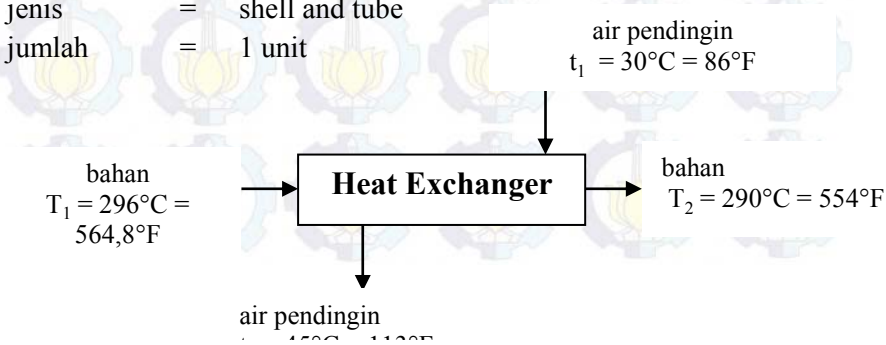
Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-330	
Fungsi	untuk memisahkan etil asetat dari etanol dengan bantuan pelarut etilen glikol berdasarkan perbedaan titik didih	
Tipe	Total Condenser	
Kapasitas	659,44	kg/jam
Bahan	SA 353	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray	
Tower diameter	2,032	m
Tray spacing	0,5	m
Active area	2,4646	m ²
Hole area	0,1725	m ²
Downcomer area	0,3891	m ²
Number of tray	79	
Tinggi Kolom	41	m

CONDENSOR (E-331)

fungsi = mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



$$t_2 = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

$$\text{temperatur masuk } (T_1) = 296 = 564,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (T_2) = 290 = 554 \text{ } ^\circ\text{F}$$

fluida dingin

$$\text{laju alir fluida masuk } (w) = 27875,58 \text{ kg/jam}$$

$$= 55751,17 \text{ lb/jam}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_1) = 30 = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_2) = 45 = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{panas yang hilang } (Q) = 5840272,79 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = 23160980,3 \text{ Btu/jam}$$

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 565 - 86 = 478,8$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 554 - 113 = 441$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 478,8 - 441 = 37,8$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 460,16 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{565 - 554}{113 - 86} = 0,400$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{565 - 86} = 0,056$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,3$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \Delta T_{\text{LMTD}} \times Fr \\ &= 460 \times 0,3 \end{aligned}$$

$$= 138$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{564,8 + 554}{2} = 559,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

$$\text{ID} = 23,25 \text{ in}$$

$$\text{baffle space} = 12 \text{ in}$$

$$\text{passes} = 1 \text{ in}$$

tube shell

$$\text{number} = 420$$

$$\text{leght} = 16$$

$$\text{OD} = 3/4$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{pitch} = 15/16$$

$$\text{passes} = 2$$

$$\text{fouling factor (R}_d\text{) fluida panas} : 0,001 \text{ (Kern,table 12)}$$

$$\text{fouling factor (R}_d\text{) fluida dingin} : 0,001 \text{ (Kern,table 12)}$$

$$\text{Total dirt factor (R}_d\text{)} : 0,002$$

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$A_s = \frac{ID_s \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 23,25 \text{ in}$$

$$B = \text{baffle spacing} = 12 \text{ in}$$

$$Pt = \text{tube pitch} = 1 \text{ in}$$

$$C'' = \text{clereance} = 0,18 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{23,25 \times 0,18 \times 12}{144 \times 1}$$

$$= 0,34875 \text{ ft}^2$$

5') kecepatan massa Gs

$$Gs = \frac{W}{As}$$

$$= \frac{55751,167}{0,34875}$$

$$= 159859,98 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

6') bilangan reynold (Re)

pada $T_c = 559 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,01 \text{ cp}$$

$$= 0,0241 \text{ lbm/ft.jam}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \text{ in} = 0,07583 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 159860}{0,0241}$$

$$= 503017,2139$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 503017,2139$$

$$jH = 400$$

8') pada $T_c = 559 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$Cp = 0,86 \text{ Btu/lbm.} ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,333 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$$

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}
 h_o &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 400 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207 \\
 &= 36,44
 \end{aligned}$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh $at' = 0,334$

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$$at' = \text{luas permukaan} = 0,334 \text{ in}$$

$$Nt = \text{jumlah tube} = 420 \text{ in}$$

$$\text{passes} = \text{tube pitch} = 2$$

$$\begin{aligned}
 At &= \frac{0,334 \times 420}{144 \times 2} \\
 &= 0,4870833 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5) kecepatan massa G_t

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{W}{At} \\
 &= \frac{55751,167}{0,4870833} \\
 &= 114459,2 \text{ lbm/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

$$\text{pada } t_c = 100^\circ \text{F}$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,91 \text{ cp} \\ &= 2,1931 \text{ lbm/ft.jam}\end{aligned}$$

dari kern tabel 10

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,05433 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,0543333 \times 114459}{2,1931} \\ &= 2835,689\end{aligned}$$

7) dari kern figure 28

$$\begin{aligned}Re &= 2835,689 \\ jH &= 25\end{aligned}$$

8) pada $t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}Cp &= 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F} \\ k &= 0,387 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})\end{aligned}$$

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} = 1,89615$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}h_i &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \\ &= 25 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\ &= 337,64\end{aligned}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{\quad}$$

$$= 337,64 \times \frac{\text{OD} \times 0,054333}{0,0625}$$

$$= 293,52$$

13) koefisien U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{293,52 \times 36,4413}{293,52 + 36,4413}$$

$$= 32,42 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$$

14) koefisien U_d

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}$$

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 420 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 1319,14 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{5840272,79}{1319,14 \times 138}$$

$$= 32,07$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{32,42 - 32,07}{32,42 \times 32,07}$$

$$= 0,0003$$

SUMMARY

36	<i>h outside</i>	338
U_C	32	
U_D	32	
R_D Hitung	0,0003	
R_D Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

11) Untuk Nre = 2835,7
 Dari Fig.26 Hal 836 Kern $f = 0,00035$
 Pada T = 99,5 °F $s = 1$

12) Menghitung Pressure Drop

$$1 \quad \Delta P_{t1} = 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= 2 \times \frac{0,00035 \times 4,1923E+11}{52200000000 \times 0,05433333}$$

$$= 0,10 \text{ psi (desain memenuhi)}$$

$$2 \quad G_t = 114459,1959 \quad \frac{v_2}{2g'} = 0,0048$$

(Kern, hal 837)

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v_2}{2g'} = 0,0384 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 0,14 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

13) Untuk Nre = 503017,2139

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$\begin{aligned} f &= 0,00023 \quad \text{ft}^2/\text{in}^2 \\ s &= 1 \end{aligned}$$

$$D_s = \frac{23,25}{12} = 1,9375 \quad \text{ft}$$

14) Jumlah crosses

$$\begin{aligned} N+1 &= 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12} \\ &= 64 \end{aligned}$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,00023 \times 49513223173 \times 64}{52200000000 \times 1,9375} \\ &= 0,01 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Condensor (E-331)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-331
Fungsi	mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Kapasitas	55751,17 lb/jam
Suhu Pendingin	86 °F
Suhu Bahan	564,8 °F
LMTD	460,1576 °F
R_D	0,0003
R_D yang ditentukan	0,002

ΔP yang diijinkan	Shell 2 psi, Tube 10 psi	
Jumlah	1	
BWG	18	
Pitch	15/16	
Nt	420	
OD	3/4	in
ID	23,25	in
Passes	2	
Panjang Tube	16 ft	

AKUMULATOR F-332

fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
 type : silinder horizontal dengan tutup dished
 dasar pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil
 kondisi operasi : Tekanan = 6 atm = 88,18 psia

Perhitungan :

Bahan masuk :

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	6333,69	1,00	0,897
	6333,69	1,00	

ρ campuran = 56,00 lb/cuft

rate massa = 6333,69 kg = 13963,25 lb

(1 kg = 2.2046 lb)

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{13963,25 \text{ lb}}{56,00 \text{ lb/cuft}}$

= 249,35 cuft

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

maka volume tangki = 249,35 x (100/80)

= 311,68 cuft

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H$$

$$311,68 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$$

$$D = 4,630 \text{ ft}$$

$$D \approx 5 \text{ ft} = 60 \text{ in}$$

$$H = 20 \text{ ft} = 240 \text{ in}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psia

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 6,22 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 94,42$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 103,86 \text{ psia}$$

$$r = 1/2D$$

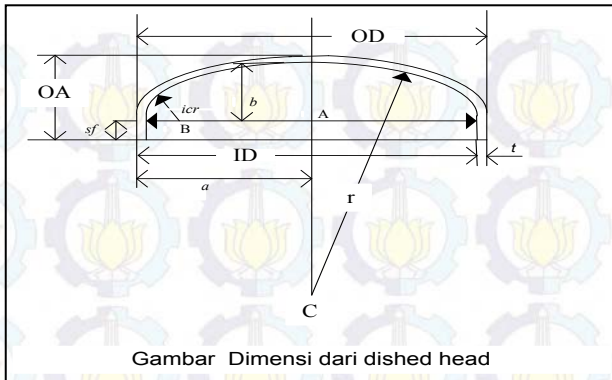
$$r = 1/2 \times 60 = 30 \text{ in} \quad \text{psia}$$

$$t_{\min} = \frac{103,86 \times 30}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 103,86)} + 0,125$$

$$= \frac{3116,58}{10087,8} + 0,125$$

$$OD = ID + 2 t. \text{ shell} = 61,25 \text{ in}$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psia
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.8
- f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka f = 12650 psia (Brownell & Young, T.13-1)

untuk OD = 61,25 in standar OD dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : rc = 60 in = 5,00 ft

icr = 3 5/8 in = 3,625 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 103,86 \times 60}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 103,86)} + 0,1$$

$$= 0,67 \text{ in} \quad \text{sehingga digunakan } t \text{ standar} = 3/4 \text{ in}$$

$$D = 61 \text{ in} = 5,1 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID tutup} &= \text{OD tangki} - 2(\text{th}) \\
 &= 61,25 - 2 \times 0,67 \\
 &= 59,91 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{\text{ID}}{2} \\
 &= \frac{59,91}{2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 29,95502 \text{ in} \\
 \text{BC} &= r - \text{icr} \\
 &= 56,375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \\
 &= 26,33002 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\
 &= \sqrt{(89.87^2) - (44.53^2)} \\
 &= 49,85 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \text{AC} \\
 &= 10,15 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OA} &= \text{ts} + b + \text{sf} \\
 &= 0,66998 + 10,15 + 1,5 \\
 &= 12,32 \text{ in} \\
 &= 1,03 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 5/8 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{\text{icr}}{\text{OD}} = \frac{3,625}{61,25} = 0,059184 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$\begin{aligned}
 V &= 0.000049 \times (\text{Di})^3 \\
 \text{dimana : } V &= \text{volume, ft}^3 \\
 \text{Di} &= \text{diameter, in} \\
 V &= 0.000049 \times (\text{Di})^3 \\
 &= 10,58 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

= 18,97 m³

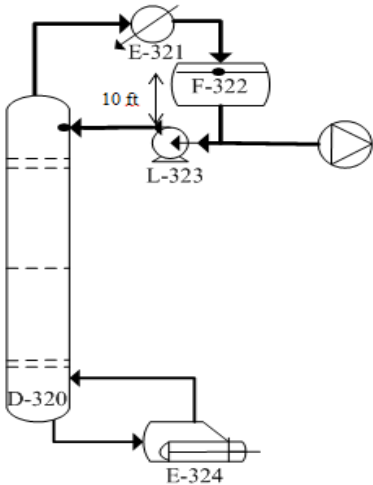
Spesifikasi Akumulator

Spesifikasi	eterangan
No. Kode	F-332
Fungsi	menampung sementara kondensat dari kondensor
Type	silinder horizontal dengan tutup dished
Volume	311,68 cuft = 9 m³
Diameter	5 ft
Panjang	22,05 ft
Tebal Shell	1/2 in
Tebal tutup atas	3/4 in
Tebal tutup bawah	3/4 in
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah	1 buah

POMPA (L-333)

Fungsi : memompa refluks hasil distilasi 3 D-330 untuk
dikembalikan ke kolom distilasi D-330

Type : Pompa centrifugal



Data Konversi

$$\begin{aligned}
 1 \text{ lb} &= 0,45359 \text{ kg} \\
 1 \text{ cp} &= 0,000672 \text{ lb/ft.s} \\
 1 \text{ ft}^3 &= 7,481 \text{ gal} \\
 1 \text{ m} &= 3,2808 \text{ ft} \\
 1 \text{ ft} &= 12 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ COOC ₂ H ₅	6333,69	897,00	7,061
Total	6333,69		7,06

$$\begin{aligned}
 \text{Rate masuk} &= 6333,69 \text{ kg/jam} \\
 &= 13963,47 \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ campuran} &= 897,00 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 56,00 \text{ lb/cuft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate fluida, } Q &= 249,3577 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,069266 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 31,09075 \text{ gpm} \\
 &= 7,061281 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\mu = 0,161 \text{ cp} = 0,00011 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulent

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{opt}} &= 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496}) \\
 &= 2,84 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ in} = 0,06867 \text{ ft}$$

$$A = 0,53424 \text{ in}^2 = 0,00371 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{kecepatan linear aliran, } v &= \text{Rate volumetrik} / A \\
 &= 0,06927 / 0,00371
 \end{aligned}$$

$$= 18,6701 \text{ ft/s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= 663571$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P/\rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2/2\alpha gc + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2/(2gc) = 0$

($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 10 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 = \text{Tekanan dalam tangki akumulator}$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$P_2 = \text{Tekanan dalam D-330}$$

$$= 88,2 \text{ psi}$$

$$\Delta(P/\rho) = 0$$

Perhitungan Σhf (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°

1 buah gate valve

1 buah globe valve

* friksi dalam 1 buah elbow 90° :

$$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2\alpha gc \quad (k_f = 0,75)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 348,572}{2 \times 32,174}$$

$$= 4,06274 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 10)$$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5 \times 348,5721}{2 \times 32,174}$$

$$= 51,461 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 5)$$

$$= \frac{4,5 \times 348,5721}{2 \times 32,174}$$

$$= 24,3764 \text{ ft.lbf/lb}$$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0123989$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0052$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 40 \text{ ft} \\ &= 12,19 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_f &= 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc \\ &= \frac{4 \times 0,0052 \times 40 \times 349}{0,004 \times 2 \times 32} \end{aligned}$$

$$= 1214,81 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$hc = k_c \times v^2 / 2agc \quad (k_c = 0,55)$$

$$= \frac{0,6 \times 348,57}{2 \times 0,5 \times 32,2}$$

$$= 5,96 \text{ ft.lbf/lb}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$$K_{ex} = 1$$

$$h_e = K_{ex} \frac{v^2}{2g} \quad (K_{ex} = 1)$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{348,57^2}{32,17}$$

$$= 10,83 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\sum h_f = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} + f_f + h_c + h_e$$

$$= 1311,50 \text{ ft.lbf/lb}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\eta W_p = \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum h_f$$

$$= 0 + 10 + 0 + ###$$

$$= 1321,50$$

$$\text{kapasitas} = 31,0907$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 20\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$W_p = \frac{1321,50}{0,20}$$

$$= 6607,497 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{6607,497 \times 3,87874}{550}$$

$$= 46,597768 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 80\% \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, Gb.1438 hal 521})$$

Power actual = BHP / eff. Motor = 1,25

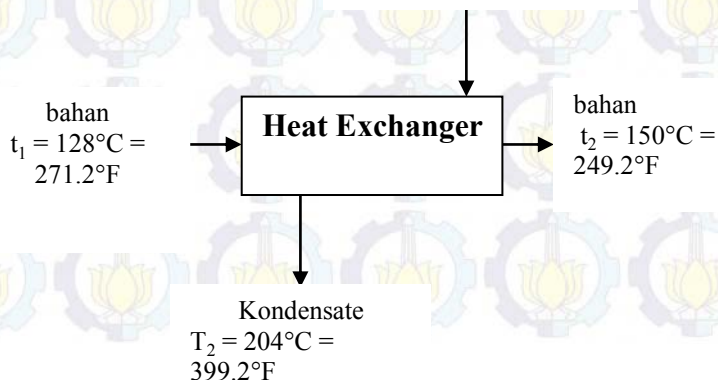
Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-333
Fungsi	Memompa reflux ke D-330
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	31,09075 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	88,2 psia
Discharge pressure	88,2 psia
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	1,05 in OD ; sch 40
Power pompa	1,25 hp
Jumlah	1 buah

REBOILER (E-334)

Fungsi = Memanaskan kembali hasil bottom produk D-330
 Type = *Shell and Tube Heat Exchanger*

Steam
 $T_1 = 204^\circ\text{C} = 399.2^\circ\text{F}$



Perhitungan

1. Dari Neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$\begin{aligned} W \text{ bahan} &= 27405,84 \text{ kg} \\ \text{Panas yang dibutuhkan} &= Q = 22430668,55 \text{ kkal} \\ \text{Steam yang digunakan} &= W = 976750 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Log Mean Temperature Difference :

hot fluida		cold fluida	different
399,2	High Temperatur	150	249,2
399,2	Lower Temperatur	128	271,2
0	different	22	22

$$\text{LMTD} = 139 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T = Fr \times \text{LMTD} \quad (\text{Untuk 1-2 Shell \& tube, kern 225})$$

$$= 0,8 \times 138,7093$$

$$= 110,967 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

3. T_c dan t_c : dipakai temperature rata-rata

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2}$$

$$= 399 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{150 + 128}{2}$$

$$= 139 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari kern tabel 10 hal 841-843

tube :

$$\text{Diameter luar (OD)} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in}$$

$$\text{panjang tube} = 16 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,1963$$

shell side :

$$\text{ID} = 23$$

$$\text{passes} = 1 \text{ in}$$

passes = 1

Asumsi UD = 200 Btu/(hr).ft².°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$
$$= \frac{22430668,55}{200 \times 110,97}$$
$$= 1010,687 \text{ ft}^2$$
$$Nt = \frac{A}{L \times a}$$
$$= \frac{1010,69}{16 \times 0,1963}$$
$$= 321,79$$

digunakan Nt = 341 9)

$$A \text{ Baru} = Nt \times L \times a$$
$$= 341 \times 16 \times 0,1963$$
$$= 1071,01$$
$$UD \text{ Baru} = \frac{Q}{Abaru \times \Delta T}$$
$$= \frac{22430668,55}{1071,013 \times 110,967}$$
$$= 188,73$$

Shell Passes = 1

Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-334
Fungsi	Memakankan kembali hasil bottom produk D-320
Type	1-2 Shell & tube heat exchanger

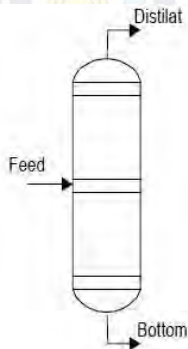
Tube : OD	3/4
Panjang	16 ft
Pitch	1
Jumlah Tube, Nt	341
Passes	1
Shell : ID	23,25 in
Passes	1
Heat exchanger Area, A	1071 ft ²
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

KOLOM DISTILASI IV D-340

Fungsi : untuk memisahkan etanol dari etilen glikol
berdasarkan perbedaan titik didih

Tipe : Sieve Tray Colomnn

Kondisi operasi : tekanan operasi = 6 atm
suhu operasi = 269 °C
sistem operasi = kontinyu



Dari hasil perhitungan neraca massa dan panas :

T operasi = 269 °C
P operasi = 6 atm
BM campuran = 53,9088 kg/kmol

R minimum	=	5,2923			
R optimum	=	7,9385			
L	=	1217,58	kmol	=	54204,5 kg = 119499 lb
V	=	1370,96	kmol	=	61032,6 kg = 134552 lb
D	=	153,3783	kmol	=	6828,11 kg = 15053 lb
F	=	267,50	kmol	=	13911,4 kg = 30669 lb

Menentukan jumlah plate pada kondisi reflux minimum :

1. Minimum stages for total reflux :

menggunakan persamaan 11.7-13 Geankoplis 4th edition,

$$N_m = \frac{\log[(X_{LD} D/X_{HD} D) (X_{HW} W/X_{LW} W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

dengan :

X_{LD}	=	fraksi mol light key pada distilat
X_{LW}	=	fraksi mol light key pada bottom
X_{HD}	=	fraksi mol heavy key pada distilat
X_{HW}	=	fraksi mol heavy key pada bottom

$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LW}}$ (Geankoplis, pers 11.7-13)

dengan :

$\alpha_{L,av}$	=	α_L rata-rata
α_{LD}	=	α pada temperatur bagian atas (dew point)
α_{LW}	=	α pada temperatur bottom

berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan :

X_{LD}	=	0,413	D	=	153,38	kmol
X_{LW}	=	0,0727	W	=	114,12	kmol
X_{HD}	=	0,00194				
X_{HW}	=	0,452				
α_{LD}	=	1,8391	(T =240°C pada kolom atas)			
α_{LW}	=	1,275	(T =269°C pada kolo bawah)			

$$\alpha_{L,av} = 1,5313$$

$$N_m = 63 \quad \text{stage teoritis} \quad (\text{Geankoplis, pers 11.7-12})$$

jumlah tray teoritis = 62

2. Number of stage at operating reflux ratio

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$R_m = 5,2923$$

$$R = 1.5(R_{min}) = 7,93845$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,89$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,84$$

Menentukan nilai N_m/N dengan menggunakan Erbar-Maddox correlation pada Geankoplis 4th edition Figure 11.7-3, diperoleh :

$$N_m/N = 0,8$$

Stage teoritis

$$N = \frac{N_m}{0,8}$$

$$N = 77 \text{ stage teoritis}$$

$$\begin{aligned} \text{Tray teoritis} &= 77 - 1 \text{ (reboiler)} \\ &= 76 \end{aligned}$$

3. Penentuan lokasi feed plate

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log [(X_{HF}/X_{LF}) W/D (X_{LW}/X_{HD})^2]$$

dari perhitungan neraca massa diperoleh :

$$X_{HF} = 0,427$$

$$X_{LF} = 0,542$$

$$X_{LW} = 0,216$$

$$X_{HD} = 0,002$$

$$W = 114,12 \text{ kmol}$$

$$D = 153,38 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,790$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 9,96$$

Ns

$$N_e + N_s = 9,96415 \quad N_s + N_s = 77 \quad \text{stage}$$

$$\text{diperoleh } N_s = 7$$

$$N_e = 70$$

sehingga feed masuk pada tray ke 70 dari atas

$$R = 7,93845$$

$$D = 6828,11 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 153,378 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\rho_L = 741,420 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\sigma = 22,98 \quad \text{dyne/cm}$$

$$= 0,023 \quad \text{N/m}$$

$$L = 54204,5 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 1217,58 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\rho_v = 1,601 \quad \text{kg/m}^3$$

$$V = 61032,6 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 1370,96 \quad \text{kmol/jam}$$

$$F = 13911,4 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 267,5 \quad \text{kmol/jam}$$

$$B = 7083,33 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 114,118 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\rho_L' = 789,915 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\sigma' = 7,596 \quad \text{dyne/cm}$$

$$= 0,008 \quad \text{N/m}$$

$$L' = 22863,2 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 179,6 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\rho_v' = 1,304 \quad \text{kg/m}^3$$

$$V' = 26894 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 274,981 \quad \text{kmol/jam}$$

(1) Menghitung Physical Properties

(Culson, pers 11.82)

$$\text{Jumlah Tray} = 77$$

Temperature Bawah	269	°C	Temperature atas	240	°C
ρ_v	1,3	kg/m ³	ρ_v	1,601	kg/m ³
ρ_l	789,9	kg/m ³	ρ_l	741,420	kg/m ³
σ	7,6	dyne/cm	σ	22,980	dyne/cm

ν	0,0076	N/m	ν	0,02298	N/m
-------	--------	-----	-------	---------	-----

(2) Menghitung Diamater kolom

TOP

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0413$$

Asumsi, *Plate Spacing* =
0,5 m

Dari Gambar 11.27 Coulson
& Richardson

$$K_1 = 0,092$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0758$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_f = 2,262 \text{ m/s}$$

Flooding Velocity digunakan =
0,85 (Culson, page 567)

$$u_f = 0,85 \times 2,262$$

$$u_f = 1,92 \text{ m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_v}$$

$$\rho = \frac{61032,6}{\rho_v}$$

BOTTOM

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,0265$$

Dari Gambar 11.27 Coulson
& Richardson

$$K_1 = 0,09$$

Surface Tension

$$\sigma_c = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$\sigma_c = 0,0925$$

Flooding Velocity

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_f = 1,935 \text{ m/s}$$

$$u_f = 0,85 \times 1,935$$

$$u_f = 1,64 \text{ m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{m}{\rho_v}$$

$$\rho = \frac{26894}{\rho_v}$$

$$Q = \frac{1,601}{1,601}$$

$$Q = 38121,5 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 10,5893 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{10,5893}{1,923}$$

$$A_n = 5,506 \text{ m}^2$$

Luas *Dowcomer* yang digunakan
= 0,12

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{5,506}{1}$$

$$= 5,506 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 2,648 \text{ m}$$

$$= 8,685 \text{ ft}$$

(3) Menghitung Flow Rate Liquid Maximum

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$

$$= \frac{22863,2}{789,915}$$

$$Q = \frac{1,304}{1,304}$$

$$Q = 20624,2331 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 5,7290 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Q}{u_f'}$$

$$A_n = \frac{5,729}{1,644}$$

$$A_n = 3,5 \text{ m}^2$$

Maka, Luas Kolom

$$= \frac{A_n}{1 - x_D}$$

$$= \frac{3,484}{1}$$

$$= 3,484 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom

$$= \sqrt{\frac{A_c \cdot 4}{\pi}}$$

$$= 2,1 \text{ m}$$

$$= 6,9 \text{ ft}$$

$$= 0,0080 \text{ m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Gambar 11.28 Jenis Aliran yang dipilih adalah Cross Flow (Single Pass)

ID	2106,0974	mm
----	-----------	----

Luas	3481982,421	mm ²
	3,482	m ²

Asumsi, Luas Lubang 0,07 A_a

Asumsi, Luas Downcomer 0,12 Luas (Culson, page 572)

Net Area	A _n	A _c -A _d	3,064	m ²
Active Area	A _a	A _c -2A _d	2,646	m ²
Hole Area	A _h	0,07A _a	0,185	m ²
Downcomer Area	A _d	0,12Luas	0,418	m ²

Tinggi Weir (h _w)	15	mm
Diameter lubang (d _h)	2,5	mm
Tebal Plate	2,5	mm

Panjang Weir Fig.11.31

$$\frac{A_d}{A_c} = \frac{0,418}{3,482}$$

(4) Check Weeping Point

Maximum liquid Rate 22863,21 kg/jam

6,351 kg/s

Minimum Liquid Rate 0,7 turn-down

4,446 kg/s

$$\frac{A_d}{A_c} = 0,12$$

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,75$$

$$l_w = 0,75 \times 2,106$$

$$= 1,5796$$

$$\text{Maximum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

(Culson, pers 11.85)

$$= 22,192 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum } h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{L}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

Ketika Laju Liquid minimum

$$= h_w + h_{ow}$$

$$= 32,496 \text{ mm}$$

$$= 17,496 \text{ mm liquid}$$

Dari Culson Fig. 11.30 $K_2 = 29,2$

Kecepatan Vapour Minimum Desain

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$$

$$u_h = 7,52 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{A_h}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = \frac{4,01027}{0,185}$$

$$\text{Laju Minimum Vapour} = 21,65 \text{ m/s}$$

Laju Minimum Vapour Desain,
sehingga Trial Diterima

(5) Layout dan Perforated Area

$$\text{Unperforated Strip Round Plate Edge (U}_{PL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Wide-Calming Zone (W}_{CL}) = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Active Area (A}_a) = 2,646 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Kolom (D}_c) = 2,1061 \text{ m}$$

Dari fig. 11.32 Dengan = $l_w/D_c = 0,75$

Didapat $\theta_c = 108$

$$L_h/D_c = 0,19$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = (D_c - U_{PL}) \cdot \frac{\pi \cdot (180^\circ - \theta_c)}{180}$$

$$\text{Mean Length U}_{PL} = 2,584 \text{ m}$$

$$\text{Luas U}_{PL} = U_{PL} \cdot \text{Mean Length U}_{PL}$$

$$\text{Luas } U_{PL} = 0,1292 \text{ m}^2$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = (D_c - W_{CL}) \cdot \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = (1,10261 - 0,05) \cdot \sin(108/2)$$

$$\text{Mean Length } W_{CL} = 1,663 \text{ m}$$

$$\text{Luas } W_{CL} = 0,0832 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = \text{Active Area} - \text{Luas } U_{PL} - \text{Luas } W_{LC}$$

$$\text{Luas Perforated } (A_p) = 2,434 \text{ m}^2$$

$$\text{Sehingga } \frac{A_h}{A_p} = \frac{0,185 \text{ m}^2}{2,434 \text{ m}^2}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,076$$

$$\text{Dari fig. 11.33 } l_p/d_h = 3,3$$

(6) Pressure Drop Plate

Kecepatan Vapour maximum

$$u_h = 30,93 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34

$$\frac{\text{Tebal Plate}}{\text{Diameter Lubang}} = \frac{2,5}{2,5} \quad \frac{A_h}{A_p} = 0,076$$

$$= 1 \quad = 7,611$$

$$\text{Orifice Coefficient, } C_o = 0,825$$

Dry Plate Drop (h_d) =

$$h_d = 51 \cdot \left(\frac{U_h}{C_o}\right)^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.88})$$

$$h_d = 118,313 \text{ mm}$$

Residual Head (h_r) =

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{Culson, pers 11.89})$$

$$h_r = 15,824 \text{ mm}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = h_r + h_d + h_w + h_{ow}$$

$$\text{Pressure Drop Total Kolom} = 166,63 \text{ mm}$$

(7) Downcomer Liquid Back-up

Downcomer Pressure Loss

$$\text{Asumsi, } h_{ap} = h_w - 10 \quad (\text{Culson, pages 577})$$

$$h_{ap} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = h_{ap} \cdot l_w$$

$$\text{Luas Apron } (A_{ap}) = 0,0079 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka $A_m = A_{ap}$

$$h_{dc} = 160 \cdot \left(\frac{L_{max}}{\rho_L \cdot A_m} \right)^2 \quad (\text{Culson, pers 11.92})$$

$$h_{dc} = 165,809 \text{ mm}$$

$$\approx 166 \text{ mm}$$

Back-up pada Downcomer

(Culson, pers 11.91)

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_t + h_{dc}$$

$$h_b = 369,64 \text{ mm}$$

$$h_b = 0,370 \text{ m}$$

$$\text{Plate Spacing} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Weir} = 0,015 \text{ m}$$

$$1/2(\text{Total}) = 0,558 \text{ m}$$

Jarak Antar Tray diterima karena :

$$1/2 (\text{Plate Spacing} + \text{Tinggi Weir}) > h_b \quad (\text{Culson, pers 11.94})$$

Cek Residence Time

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L}$$

(Culson, pers 11.95)

$$t_r = 19,21 \text{ s}$$

(8) **Periksa *Entrainment***

Top

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{10,5893}{3,064}$$

$$u_v = 3,456$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{3,456}{1,923}$$

$$\text{Percent Flooding} = 1,797$$

$$F_{LV} = 0,0413$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,0015$$

Bottom

$$u_v = \frac{Q}{A_n}$$

$$u_v = \frac{5,729}{3,064}$$

$$u_v = 1,870$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{u_v}{u_f}$$

$$\text{Percent Flooding} = \frac{1,870}{1,644}$$

$$\text{Percent Flooding} = 1,137$$

$$F_{LV} = 0,027$$

Dari fig. 11.29

$$\Psi = 0,0019$$

(9) **Jumlah Lubang**

$$\begin{aligned} \text{Diameter satu lubang} &= 2,5 \text{ mm} \\ &= 0,0025 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot D^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = (\pi/4) \cdot 0,0025^2$$

$$\text{Luas satu Lubang} = 4,90874\text{E-}06 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Lubang (A}_h\text{)} = 0,185 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah Lubang} = \frac{A_h}{\text{Luas Satu Lubang}}$$

$$\text{Jumlah Lubang} = 37737,08 \approx 37737 \text{ lubang}$$

(10) Menentukan tinggi kolom

1.) Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 77$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times (N - 1)$$

dengan T : plate spacing

$$= 0.5 \times (77 - 1)$$

$$= 38,079 \text{ m}$$

$$= 124,9 \text{ ft}$$

2.) Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

3.) Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 22863 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 789,915 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = 19,21 \text{ seconds}$$

$$= 0,00534 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 3,482 \text{ m}^2$$

$$= 37,480 \text{ ft}^2$$

$$\text{HL} = \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho L \times A)}$$

$$= \frac{22863 \times 0,00534}{789,915 \times 3,482}$$

$$= 0,044 \text{ m}$$

$$= 0,146 \text{ ft}$$

4.) Tinggi ruang kosong diatas liquida

ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquida = 1 ft

5.) Tebal tutup dan tinggi bejana

Direncanakan : tutup atas = tutup bawah

Bahan konstruksi : SA-353 low alloy stell

(Tabel 13.1, brownell&young)

$$f = 22500$$

$$E = 0,85$$

$$C = 2/16$$

6.) Penentuan tebal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.85$

f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka $f = 22500$ psi
(Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 97,02 \text{ psi}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 82,89599 = 41,45 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{97,02 \times 41,45}{(22500 \times 0,85) - (0,6 \times 97,02)} + 0,125$$

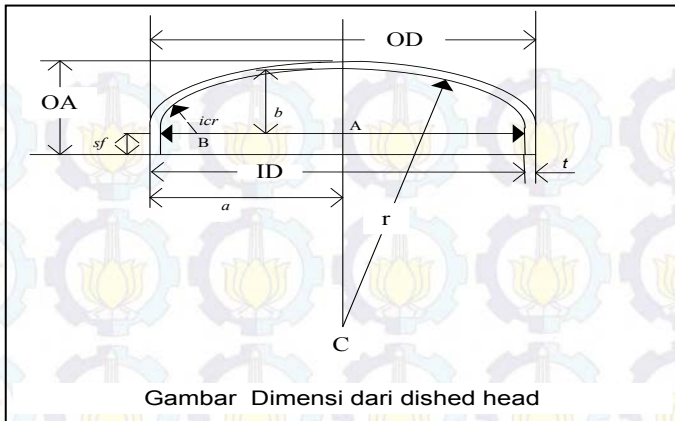
$$= 0,34 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 3/8 \text{ in})$$

$$OD = 2 \times t_{\text{shell}} + ID$$

$$= 83 \text{ in}$$

7.) Penentuan tinggi tutup

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :



Gambar Dimensi dari dished head

tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0,1 P} + C$$

dengan :

- th = tebal dished minimum; in
- P = tekanan tangki; psi
- rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)
- C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, E = 0.85
- f = stress allowable, bahan konstruksi low alloy steel SA-353, maka f = 22500 psi (Brownell & Young, T.13-1)

untuk D = 83 in dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : rc = 84 in = 7 ft

icr = 5 1/8 in = 5,125 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0,1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 97,02 \times 84}{22500 - 0,1 \times 97,02} + 0,125$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(22500 \times 0,85) - (0,1 \times 97,02)}{0,50} \text{ in} \text{ sehingga digunakan } t \text{ standar} = 1/2 \text{ in} \\
 D &= 83 \text{ in} = 6,9 \text{ ft} \\
 ID \text{ tutup} &= OD \text{ tangki} - 2(th) \\
 &= 83,39599 - 2 \times 0,50231 \\
 &= 82,39 \text{ in} = 6,86595 \text{ ft} \\
 a &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{82,39}{2} \\
 &= 41,2 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 78,875 \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= 36,1 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{(123,25^2) - (63^2)} \\
 &= 70,14 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 13,86 \text{ in} \\
 OA &= ts + b + sf \\
 &= 0,502314 + 13,86 + 1,5 \\
 &= 15,86 \text{ in} = 1,3 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total kolom} &= \\
 &= \text{tinggi tray} + \text{tinggi ruang kosong diatas tray} + \text{tinggi hold up liquid} + \\
 &= \text{tinggi ruang kosong diatas liquida} + 2 \times \text{tinggi tutup} \\
 &= 124,899 + 2 + 0,146 + 1 + 2 \times 1,3 \\
 &= 130,6875 \text{ ft} \\
 &= 39,844 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Kolom Distilasi III

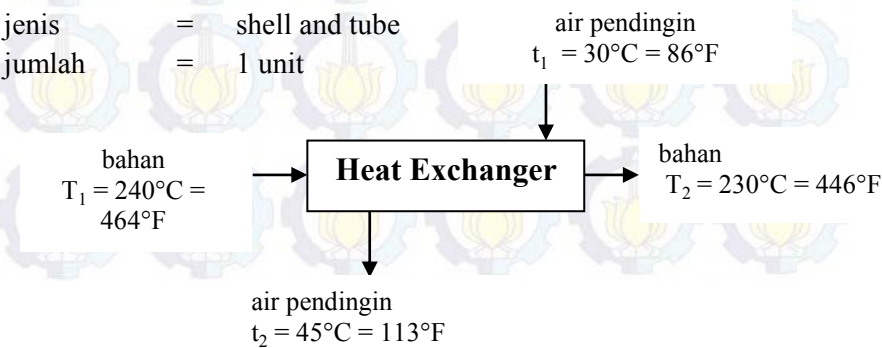
Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-340	
Fungsi	Memisahkan etanol dari etilen glikol berdasarkan titik didih	
Tipe	Total Colomn	
Kapasitas	13911,44	kg/jam
Bahan	SA 353	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow (Single Pass) Sieve Tray	
Tower diameter	2,106	m
Tray spacing	0,5	m
Active area	2,6463	m ²
Hole area	0,1852	m ²
Downcomer area	0,4178	m ²
Number of tray	77	
Tinggi Kolom	40	m

CONDENSOR (E-341)

fungsi = mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi

jenis = shell and tube

jumlah = 1 unit



1) Heat balance

fluida panas

dari perhitungan neraca panas diperoleh :

$$\text{temperatur masuk } (T_1) = 240 = 464 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (T_2) = 230 = 446 \text{ } ^\circ\text{F}$$

fluida dingin

$$\text{laju alir fluida masuk } (w) = 292320,31 \text{ kg/jam}$$

$$= 584640,62 \text{ lb/jam}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_1) = 30 = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{temperatur keluar } (t_2) = 45 = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{panas yang hilang } (Q) = 22848011,46 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = 90609182,5 \text{ Btu/jam}$$

2) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 464 - 86 = 378$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 446 - 113 = 333$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 378 - 333 = 45$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 355,42 \text{ } ^\circ\text{F}$$

menentukan nilai Δt

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{464 - 446}{113 - 86} = 0,667$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 86}{464 - 86} = 0,071$$

dari kern figure 18 , diperoleh $Fr = 0,5$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \Delta T_{\text{LMTD}} \times Fr \\ &= 355 \times 0,5 \end{aligned}$$

$$= 178$$

3) temperatur kolorik

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{464 + 446}{2} = 455 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1965)

shell side

$$\text{ID} = 29 \text{ in}$$

$$\text{baffle space} = 12 \text{ in}$$

$$\text{passes} = 1 \text{ in}$$

tube shell

$$\text{number} = 692$$

$$\text{leght} = 16$$

$$\text{OD} = 3/4$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{pitch} = 0.9375$$

$$\text{passes} = 2$$

$$\text{fouling factor (R}_d\text{) fluida panas} : 0,001 \text{ (Kern,table 12)}$$

$$\text{fouling factor (R}_d\text{) fluida dingin} : 0,001 \text{ (Kern,table 12)}$$

$$\text{Total dirt factor (R}_d\text{)} : 0,002$$

Shell side : Fluida Panas

4') Flow Area

$$A_s = \frac{IDS \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

dimana :

$$IDS = \text{diameter dalam shell} = 29 \text{ in}$$

$$B = \text{baffle spacing} = 12 \text{ in}$$

$$Pt = \text{tube pitch} = 0,93 \text{ in}$$

$$C'' = \text{clereance} = 0,18 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{29 \times 0,18 \times 12}{144}$$

$$= \frac{144}{0,4677419} \times 1$$

$$= 0,4677419 \text{ ft}^2$$

5') kecepatan massa Gs

$$Gs = \frac{W}{As}$$

$$= \frac{584640,62}{0,4677419}$$

$$= 1249921,33 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

6') bilangan reynold (Re)

pada $T_c = 455^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,01 \text{ cp}$$

$$= 0,0241 \text{ lbm/ft.jam}$$

dari fig. 28 kern

$$De = 0,9 \text{ in} = 0,07583 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0758333 \times 1249921}{0,0241}$$

$$= 3933016,641$$

7') dari figure 28 (kern, 1965)

$$Re = 3933016,641$$

$$j_H = 800$$

8') pada $T_c = 455^\circ\text{F}$

$$C_p = 0,86 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,333 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$$

$$\left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,02075$$

\ \ \

9') heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}
 h_o &= j_H \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 800 \times \frac{0,333}{0,0758} \times 0,0207 \\
 &= 72,88
 \end{aligned}$$

tube side : Fluida dingin, air

4) Flow Area

dari kern tabel 10 diperoleh at' = 0,334

$$At = \frac{at' \times Nt}{144 \times n}$$

dimana :

$$at' = \text{luas permukaan} = 0,334 \text{ in}$$

$$Nt = \text{jumlah tube} = 692 \text{ in}$$

$$\text{passes} = \text{tube pitch} = 2$$

$$\begin{aligned}
 At &= \frac{0,334 \times 692}{144 \times 2} \\
 &= 0,8025278 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5) kecepatan massa Gt

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{W}{At} \\
 &= \frac{584640,62}{0,8025278} \\
 &= 728498,92 \text{ lbm/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

6) bilangan reynold (Re)

$$\text{pada } t_c = 100^\circ \text{F}$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,91 \text{ cp} \\ &= 2,1931 \text{ lbm/ft.jam}\end{aligned}$$

dari kern tabel 10

$$ID = 0,652 \text{ in} = 0,05433 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,0543333 \times 728499}{2,1931} \\ &= 18048,322\end{aligned}$$

7) dari kern figure 28

$$\begin{aligned}Re &= 18048,322 \\ jH &= 90\end{aligned}$$

8) pada $t_c = 99,5^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}Cp &= 1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F} \\ k &= 0,4 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})\end{aligned}$$

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} = 1,89615$$

9) heat transfer koefisien (inside fluida)

$$\begin{aligned}hi &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \\ &= 90 \times \frac{0,387}{0,0543} \times 1,8962 \\ &= 1215,52\end{aligned}$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{\quad}$$

$$= 1215,52 \times \frac{\text{OD} \times 0,054333}{0,0625}$$

$$= 1056,69$$

13) koefisien U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{1056,69 \times 72,8826}{1056,69 + 72,8826}$$

$$= 68,18 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$$

14) koefisien U_d

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}$$

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 692 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 2173,43 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{22848011,46}{2173,43 \times 178}$$

$$= 59,15$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{68,18 - 59,15}{68,18 \times 59,15}$$

$$= 0,0022$$

SUMMARY

73	<i>h outside</i>	1216
U_C	68	
U_D	59	
R_D Hitung	0,002	
R_D Ketetapan	0,002	

Menghitung ΔP bagian tube (ΔP_t)

11) Untuk Nre = 18048,3
 Dari Fig.26 Hal 836 Kern $f = 0,0004$
 Pada $T = 99,5$ °F $s = 1$

12) Menghitung Pressure Drop

$$1 \quad \Delta P_{t1} = 2 \times \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{(5,22 \cdot 10^{10}) \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= 2 \times \frac{0,00041 \times 1,6983E+13}{52200000000 \times 0,0543333}$$

$$= 4,91 \text{ psi} \quad \text{memenuhi)}$$

$$2 \quad G_t = 728498,9249 \quad \frac{v_2}{2g'} = 0,0048$$

(Kern, hal 837)

$$\Delta P_{t2} = \frac{4n}{s} \frac{v_2^2}{2g'} = 0,0384 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ tot}} = 4,95 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP di shell (ΔP_s)

13) Untuk Nre = 3933016,641

Dari Fig.26, Kern diperoleh

$$f = 0,00023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$D_s = \frac{29}{12} = 2,41667 \text{ ft}$$

14) Jumlah crosses

$$N+1 = 12 \text{ L/B} = 12 \times \frac{16}{12} = 64$$

15) Menghitung ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{(5,22 \cdot 10^{10}) D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00023 \times 3,77557E+12 \times 64}{52200000000 \times 2,416666667}$$

$$= 0,44 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psi} \quad (\text{Desain memenuhi})$$

Spesifikasi Condensor (E-341)

Spesifikasi	eterangan
No. kode	E-341
Fungsi	mengkondensasikan vapour yang keluar dari distilasi
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Kapasitas	584640,62 lb/jam
Suhu Pendingin	86 °F
Suhu Bahan	464 °F
LMTD	355,4238 °F
R_D	0,002
R_D yang ditentukan	0,002
ΔP yang diijinkan	<i>Shell</i> 2 psi, <i>Tube</i> 10 psi
Jumlah	1
BWG	18
Pitch	0.9375
Nt	692
OD	3/4 in

ID	29 in
Passes	2
Panjang Tube	16 ft

AKUMULATOR F-342

fungsi : menampung sementara kondensat dari kondensor
 type : silinder horizontal dengan tutup dished
 dasar pemilihan : efisien untuk kapasitas kecil
 kondisi operasi : Tekanan = 6 atm = 88,18 psia

Perhitungan :

Bahan masuk :

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ bahan (gr/cc)
CH ₃ CH ₂ OH	6675,41	1,00	0,789
	6675,41	1,00	

ρ campuran = 49,26 lb/cuft

rate massa = 6675,41 kg = 14716,60 lb
 (1 kg = 2.2046 lb)

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{14716,60 \text{ lb}}{49,26 \text{ lb/cuft}} = 298,77 \text{ cuft}$

asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

maka volume tangki = 298,77 x (100/80)
 = 373,46 cuft

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya :

asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

Volume = $\frac{1}{4} \pi (D^2) H$

373,46 = $\frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$

D = 4,918 ft

$$\begin{aligned} D &\approx 5 \text{ ft} = 60 \text{ in} \\ H &= 20 \text{ ft} = 240 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dengan :

- t_{\min} = tebal shell minimum; in
- P = tekanan tangki; psia
- r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)
- C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)
- E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$
- f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 6 \text{ atm} = 88,2 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 5,47 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) = 93,67$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{total}}) = 103,04 \text{ psia}$$

$$r = 1/2D$$

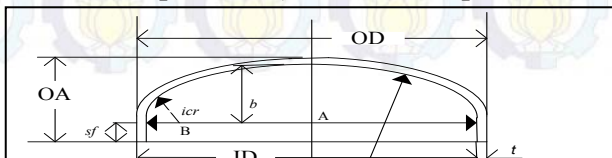
$$r = 1/2 \times 60 = 30 \text{ in} \quad \text{psia}$$

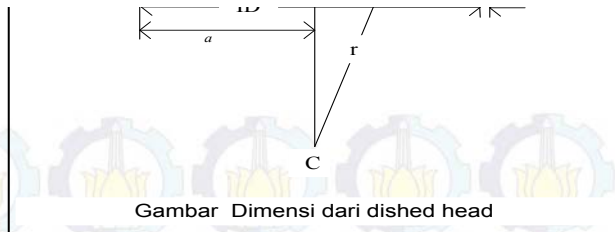
$$t_{\min} = \frac{103,04 \times 30}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 103,04)} + 0,125$$

$$= \frac{3091,2}{10112 - 61,824} = 0,43 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1/2 \text{ in})$$

$$OD = ID + 2 t. \text{ shell} = 61,25 \text{ in}$$

Tutup atas dan tutup bawah (standard torispherical dished) :





tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young :

$$th = \frac{0,885 P rc}{f E - 0.1 P} + C$$

dengan : th = tebal dished minimum; in

P = tekanan tangki; psia

rc = crown radius; in (Brownell & Young, T-5.7)

C = faktor korosi; in (diambil 1/8 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded butt joint, $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psia (Brownell & Young, T.13-1)

untuk OD = 61,25 in standar OD dari Brownell & Young, Tabel 5.7

didapatkan : $rc = 60$ in = 5,00 ft

$icr = 3 \frac{5}{8}$ in = 3,625 in

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f E - 0.1 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 13-12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 103,04 \times 60}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 103,04)} + 0,1$$

$$= 0,67 \text{ in} \quad \text{sehingga digunakan } t \text{ standar} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$D = 61 \text{ in} = 5,1 \text{ ft}$$

$$ID \text{ tutup} = OD \text{ tangki} - 2(th)$$

$$= 61,25 - 2 \times 0,67$$

$$= 59,92 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \underline{\underline{59,92}}$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{\quad}{2} \\
 & = 29,95934 \text{ in} \\
 BC & = r - icr \\
 & = 56,375 \text{ in} \\
 AB & = \frac{ID}{2} - icr \\
 & = 26,33434 \text{ in} \\
 AC & = \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 & = \sqrt{(89.87^2) - (44.53^2)} \\
 & = 49,85 \text{ in} \\
 b & = r - AC \\
 & = 10,15 \text{ in} \\
 OA & = ts + b + sf \\
 & = 0,665656 + 10,15 + 1,5 \\
 & = 12,32 \text{ in} \\
 & = 1,03 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 5/8 (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{3,625}{61,25} = 0,059184 = 6\%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$\begin{aligned}
 V & = 0.000049 \times (Di)^3 \\
 \text{dimana : } V & = \text{volume, ft}^3 \\
 Di & = \text{diameter, in} \\
 V & = 0.000049 \times (Di)^3 \\
 & = 10,58 \text{ ft}^3 \\
 & = 18,97 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Akumulator

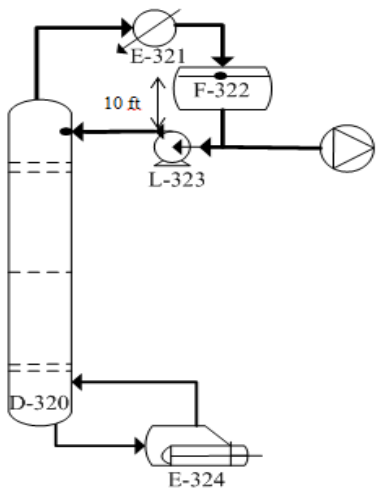
Spesifikasi	erangan
No. Kode	F-342
Fungsi	menampung sementara kondensat dari kondensor

Type	silinder horizontal dengan tutup dished		
Volume	373,46	cuft =	11 m ³
Diameter	5	ft	
Panjang	22,05	ft	
Tebal Shell	1/2 in		
Tebal tutup atas	3/4 in		
Tebal tutup bawah	3/4 in		
Bahan konstruksi	carbon steel SA-283 Grade C		
Jumlah	1 buah		

POMPA (L-343)

Fungsi : memompa refluks hasil distilasi 4 D-340 untuk dikembalikan ke kolom distilasi D-340

Type : Pompa sentrifugal



Data Konversi

1 lb	=	0,45359	kg
1 cp	=	0,000672	lb/ft.s
1 ft ³	=	7,481	gal
1 m	=	3,2808	ft
1 ft	=	12	in

Komposisi bahan masuk

komponen	berat (kg)	ρ bahan (kg/m ³)	volume (m ³)
CH ₃ CH ₂ OH	6675,41	789,00	8,461
Total	6675,41		8,46

$$\text{Rate masuk} = 6675,41 \text{ kg/jam}$$

$$= 14716,83 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 789,00 \text{ kg/m}^3$$

$$= 49,26 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate fluida, } Q = 298,7852 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,082996 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 37,25353 \text{ gpm}$$

$$= 8,460963 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0,161 \text{ cp} = 0,00011 \text{ lb/ft.s}$$

Dianggap aliran turbulen

$$D_{i\text{opt}} = 3.9 \times q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, pers 15, 496})$$

$$= 3,03 \text{ in}$$

Ditetapkan tipe pompa : (Geankoplis, Appendix A.5)

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 4 \text{ in} = 0,33333 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,548 \text{ in} = 0,29567 \text{ ft}$$

$$A = 9,8928 \text{ in}^2 = 0,0687 \text{ ft}^2$$

$$\text{kecepatan linear aliran, } v = \text{Rate volumetrik} / A$$

$$= 0,083 / 0,0687$$

$$= 1,20809 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= 162623$$

(asumsi aliran turbulen dapat diterima)

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli :

$$\Sigma F + \Delta P / \rho + \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2 \alpha \text{ gc} + W_s = 0$$

(Geankoplis, pers 2.7-28)

dimana :

* faktor energi kinetik $\Delta v^2 / (2gc) = 0$
 ($v_1 = v_2$, $\Delta v = 0$)

* beda tinggi $\Delta z = 10 \text{ ft}$

* Titik referens, $P_1 =$ Tekanan dalam tangki akumulator

$= 88,2 \text{ psi}$

$P_2 =$ Tekanan dalam D-330

$= 88,2 \text{ psi}$

$\Delta(P/\rho) = 0$

Perhitungan $\sum hf$ (total liquid friksi) :

Digunakan 1 buah elbow 90°
 1 buah gate valve
 1 buah globe valve

* friksi dalam 1 buah elbow 90° :

$hf_1 = 1 \times k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 0,75)$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{1 \times 0,75 \times 1,45948}{2 \times 32,174}$$

$= 0,01701 \text{ ft.lbf/lb}$

* friksi dalam 1 buah globe valve (Half Open) :

$hf_2 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 9,5)$

(Table 2.10-1 Geankoplis)

$$= \frac{9,5 \times 1,45948}{2 \times 32,174}$$

$= 0,215 \text{ ft.lbf/lb}$

* friksi dalam 1 buah gate valve (Half Open) :

$hf_3 = k_f \times v^2 / 2gc \quad (k_f = 4,5)$

$$= \frac{4,5 \times 1,45948}{2 \times 32,174}$$

$= 0,10207 \text{ ft.lbf/lb}$

* friksi sepanjang pipa :

Untuk Commercial Steel:

$$\varepsilon = 0,000046$$

Maka:

$$\varepsilon/D = 0,0006696$$

Dari fig. 2. 10-3 Geankoplis didapatkan :

$$f = 0,0052$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa total, } \Delta L &= 40 \text{ ft} \\ &= 12,19 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_f &= 4f \times \Delta L/D \times v^2/2gc \\ &= \frac{4 \times 0,0052 \times 40 \times 1,5^2}{0,069 \times 2 \times 32} \\ &= 0,27 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena kontraksi :

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= k_c v^2 / 2\alpha gc \quad (k_c = 0,55) \\ &= \frac{0,6 \times 1,46^2}{2 \times 0,5 \times 32,2} \\ &= 0,02 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

* kehilangan karena ekspansi :

$$K_{ex} = 1 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

Karena $A_1 \gg A_2$, maka : $\frac{A_2}{A_1} = 0$

$$K_{ex} = 1$$

$$h_e = k_{ex} v^2 / 2\alpha gc \quad (k_{ex} = 1)$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{1,46}{0,5 \times 32,17}$$

$$= 0,05 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma hf = hf_1 + hf_2 + hf_3 + f_f + hc + h_e$$

$$= 0,68 \text{ ft.lbf/lb}$$

Persamaan Bernoulli menjadi :

$$\eta W_p = \Delta v^2 / (2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \Sigma hf$$

$$= 0 + 10 + 0 + 0,68$$

$$= 10,68$$

$$\text{kapasitas} = 37,2535$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta_p = 28\%$$

(Peters & Timmerhauss, Gb.1437 hal 520)

$$W_p = \frac{10,68}{0,28}$$

$$= 38,141217 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{38,141217 \times 4,08801}{550}$$

$$= 0,2834938 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 80\% \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, Gb.1438 hal 521})$$

$$\text{Power actual} = \text{BHP} / \text{eff. Motor} = 1,25$$

Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	L-343
Fungsi	Memompa reflux ke D-330
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	37,25353 gpm
Material case	Cast iron

Material rotor	Carbon steel		
Suction pressure	88,2	psia	
Discharge pressure	88,2	psia	
Beda ketinggian	10	ft	
Ukuran pipa	4 in OD ; sch	40	
Power pompa	1,25	hp	
Jumlah	1	buah	

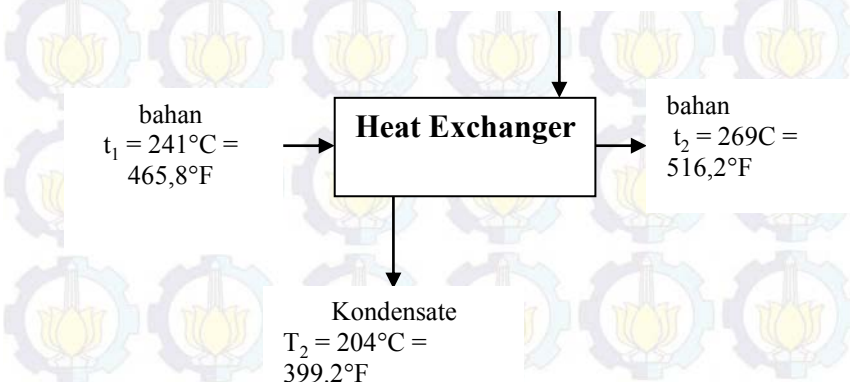
REBOILER (E-344)

Fungsi = Memanaskan kembali hasil bottom produk D-340

Type = *Shell and Tube Heat Exchanger*

Steam

$$T_1 = 204^{\circ}\text{C} = 399.2^{\circ}\text{F}$$



Perhitungan

1. Dari Neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$W \text{ bahan} = 27405,84 \text{ kg}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan} = Q = 22430668,55 \text{ kkal}$$

$$\text{Steam yang digunakan} = W = 976750 \text{ kg}$$

2. Log Mean Temperature Difference :

hot fluida		cold fluida	differ
399,2	High Temperatir	150	249
399,2	Lower Temperatur	128	271

0	different	22	22
---	-----------	----	----

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= 139 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \Delta T &= F_r \times \text{LMTD} \quad (\text{Untuk 1-2 Shell \& tube, kern 225}) \\
 &= 0,8 \times 138,7093 \\
 &= 110,967 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Tc dan tc : dipakai temperature rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2} \\
 &= 399 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{150 + 128}{2} \\
 &= 139 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

jenis pendingin shell and tube, asumsi instalasi pipa dari kern tabel 10 hal 841-843

tube :

shell side :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter luar (OD)} &= 3/4 \text{ in} & \text{ID} &= 23 \\
 \text{BWG} &= 16 & \text{passes} &= 1 \text{ in} \\
 \text{Pitch} &= 1 \text{ in} \\
 \text{panjang tube} &= 16 \text{ ft} \\
 a'' &= 0,1963 \\
 \text{passes} &= 1
 \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi UD} = 200 \text{ Btu/(hr).ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T} \\
 &= \frac{22430668,55}{200 \times 110,97} \\
 &= 1010,687 \text{ ft}^2 \\
 N_t &= \frac{A}{\quad}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{L \times a}{1010,69} \\
 &= \frac{16 \times 0,1963}{321,79} \\
 \text{digunakan Nt} &= 341 \quad 9) \\
 A \text{ Baru} &= Nt \times L \times a \\
 &= 341 \times 16 \times 0,1963 \\
 &= 1071,01 \\
 UD \text{ Baru} &= \frac{Q}{A_{baru} \times \Delta T} \\
 &= \frac{22430668,55}{1071,013 \times 110,967} \\
 &= 188,73 \\
 \text{Shell Passes} &= 1
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-344
Fungsi	Memanaskan kembali hasil bottom produk D-340
Type	1-2 Shell & tube heat exchanger
Tube : OD	3/4
Panjang	16 ft
Pitch	1
Jumlah Tube, Nt	341
Passes	1
Shell : ID	23,25 in
Passes	1
Heat exchanger Area, A	1071 ft ²
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1